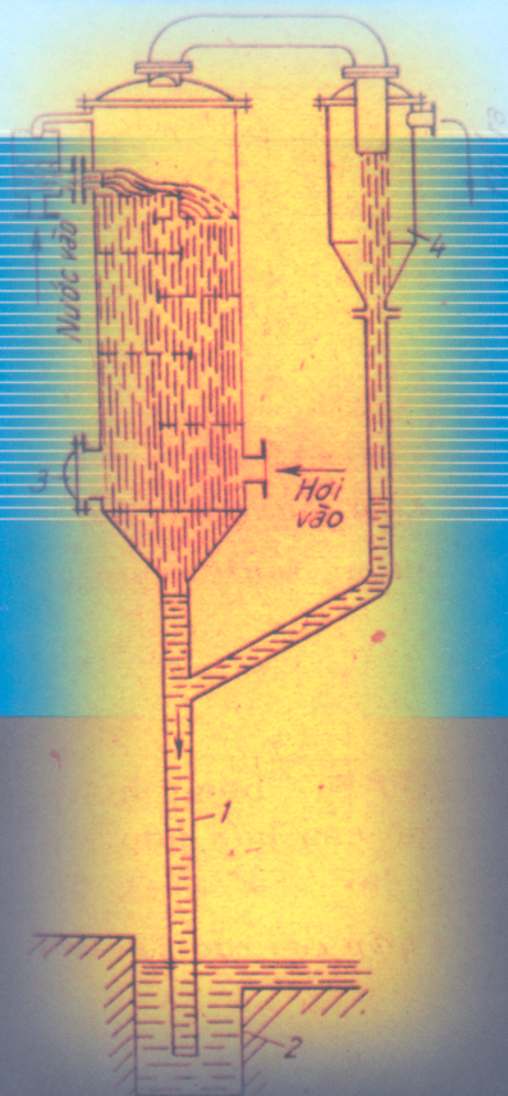
SỔ TAY
QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ
CÔNG NGHỆ HÓA CHẤT

TẬP 2





NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT

SỔ TAY

QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ CÔNG NGHỆ HÓA CHẤT

TẬP 2

(Sửa chữa và tái bản lần thứ hai)

Hiệu đính: TS Trần Xoa, Pgs, TS Nguyễn Trọng Khuông
TS Phạm Xuân Toản



NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT
HÀ NỘI

Tham gia biên soạn :

GS, TSKH Nguyễn Bin
PGS, TS Đỗ Văn Đài
KS Long Thanh Hùng
TS Đinh Văn Huỳnh
PGS, TS Nguyễn Trọng Khuông
TS Phan Văn Thơm
TS Phạm Xuân Toản
TS Trần Xoa

PHẦN THỨ BA

CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT

CHƯƠNG V

TRUYỀN NHIỆT

§1. Quá trình truyền nhiệt ổn định

1. Lượng nhiệt Q truyền qua tường phẳng trong một giây khi $K = const$:

$$Q = K.F.\overline{\Delta t},\ \text{W}; \qquad \text{(V.1)}$$

trong đó K - hệ số truyền nhiệt, W/m^2.độ; F - diện tích bề mặt truyền nhiệt, m^2; Δt - hiệu số nhiệt độ trung bình, độ.

2. Nhiệt tải riêng (nhiệt lưu) qua tường phẳng khi $K = const$:

$$q = Q/F = K.\ \Delta t = \Delta t/R,\ \frac{\text{W}}{\text{m}^2}; \qquad \text{(V.2)}$$

trong đó R - tổng nhiệt trở của tường, m^2.độ/W.

3. Tổng nhiệt trở tính theo công thức:

$$R = \frac{1}{\alpha_1} + r_1 + \sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i} + r_2 + \frac{1}{\alpha_2},\ \text{m}^2.\text{độ/W}; \qquad \text{(V.3)}$$

trong đó α_1, α_2 - hệ số cấp nhiệt (ở hai phía của tường, giữa lưu thể và bề mặt tường), W/m^2.độ; r_1, r_2 - nhiệt trở của cặn bẩn ở hai phía của tường, m^2.độ/W; $\sum \delta/\lambda$ - nhiệt trở của tường, m^2.độ/W; δ - bề dày của tường, m; λ - hệ số dẫn nhiệt, W/m.độ.

Đối với tường nhiều lớp có λ khác nhau thì:

$$\sum_{i=1}^{n} \frac{\delta_i}{\lambda_i} = \frac{\delta_1}{\lambda_1} + \frac{\delta_2}{\lambda_2} + \ldots + \frac{\delta_i}{\lambda_i} + \ldots + \frac{\delta_n}{\lambda_n},\ \frac{\text{m}^2.\text{độ}}{\text{W}}; \qquad \text{(V.4)}$$

ở đây δ_1, δ_2... - bề dày của các lớp tường, m; λ_1, λ_2... - hệ số dẫn nhiệt tương ứng, W/m.độ.

4. Hệ số truyền nhiệt K tính theo công thức:

$$K = \frac{1}{\dfrac{1}{\alpha_1} + r_1 + \sum\limits_{i=1}^{n} \dfrac{\delta_i}{\lambda_i} + r_2 + \dfrac{1}{\alpha_2}},\ \text{W/m}^2.\text{độ}. \qquad \text{(V.5)}$$

Nhiệt trở của cặn bẩn bám trên bề mặt truyền nhiệt phụ thuộc vào tính chất, nhiệt độ và tốc độ của chất tải nhiệt, phụ thuộc vào vật liệu làm bề mặt truyền nhiệt, nhiệt độ của môi trường đun nóng và tính chất của cặn bẩn.

Số liệu chính xác của nhiệt trở phải xác định bằng thực nghiệm.

Giá trị nhiệt trở trung bình của một số cặn bẩn cho ở bảng V.1.

Bảng V.1 **Trị số nhiệt trở trung bình của một số chất [28.521]**

Chất	$r.10^3$, m^2.độ/W
Các chất bám trên bề mặt truyền nhiệt (bề dày khoảng 0,5mm):	
- Cặn bẩn	0,387
- $CaCl_2$	0,966
- Dầu nhờn (bề dày 0,1mm)	0,966
- Đá vôi	0,483
- NaCl	0,193
- Nước đá	0,290
- Sắt sunfat	1,16
- Than cốc	0,828
Các chất tải nhiệt:	
- Các sản phẩm dầu mỏ sạch, dầu nhờn, hơi các tác nhân làm lạnh	1,16
- Hơi các chất hữu cơ	0,116
- Hơi nước (lẫn dầu nhờn)	0,232
- Nước cất	0,116
- Nước sạch	0,232 - 0,464 (1)
- Nước thường (chưa sạch)	0,464 - 0,725 (1)
- Nước bẩn	0,725 - 0,966 (1)

(1) Ở nhiệt độ thấp lấy trị số nhỏ, nhiệt độ cao lấy trị số lớn.

Đối với các thiết bị lâu không được làm sạch, bị ăn mòn mạnh cũng như các thiết bị làm việc trong điều kiện không tốt (ví dụ, tưới nước không đều trong thiết bị làm lạnh loại tưới sẽ có một phần nước bay hơi, do đó dễ dàng tạo thành cặn) nhiệt trở của lớp cặn có thể đến $2,32.10^{-3} m^2$.độ/W hoặc lớn hơn nữa.

5. Phương trình truyền nhiệt qua tường hình trụ nhiều lớp khi nhiệt trở không đổi:

$$Q = K_L.\overline{\Delta t}.L, W; \qquad (V.6)$$

trong đó K_L - hệ số truyền nhiệt của 1m chiều dài ống, W/m.độ; L - chiều dài ống, m.

Hệ số truyền nhiệt K_L đối với tường hình trụ có n lớp xác định theo công thức:

$$K_L = \frac{3,14}{\frac{1}{\alpha_1.d_1} + \frac{r_1}{d_1} + \sum_{i=1}^{n} \frac{1}{2\lambda_i}.\ln\frac{d_{i+1}}{d_i} + \frac{r_2}{d_{n+1}} + \frac{1}{\alpha_2 d_{n+1}}}, \text{ W/m.độ}; \qquad (V.7)$$

trong đó r_1, r_2 - nhiệt trở của cặn ở phía trong và ngoài của ống, m^2.độ/W; d_1 và d_{n+1} - đường kính trong và ngoài của ống, m; d_i, d_{i+1} - đường kính trong và ngoài của mỗi lớp, m; λ_i - hệ số dẫn nhiệt của các lớp tương ứng, W/m.độ; α_1, α_2 - hệ số cấp nhiệt, W/m^2.độ.

Khi $d_1 > 0{,}5\, d_{n+1}$ thì hệ số truyền nhiệt có thể tính theo công thức tường phẳng, bề mặt truyền nhiệt tính theo đường kính trung bình:

$$\bar{d} = \frac{d_1 + d_{n+1}}{2}.$$

6. Hiệu số nhiệt độ trung bình khi lưu thể chuyển động thuận chiều và ngược chiều:

$$\overline{\Delta t} = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{\ln \dfrac{\Delta t_1}{\Delta t_2}}, \text{ độ;} \qquad \text{(V.8)}$$

trong đó Δt_1 và Δt_2 - hiệu số nhiệt độ lớn và nhỏ giữa các chất tải nhiệt, độ.

Khi $\Delta t_1/\Delta t_2 \le 2$ thì hiệu số nhiệt độ trung bình có thể tính theo trung bình cộng:

$$\overline{\Delta t} = \frac{(\Delta t_1 + \Delta t_2)}{2}, \text{ độ}. \qquad \text{(V.9)}$$

7. Khi hai lưu thể chuyển động chéo nhau hay chuyển động hỗn hợp thì hiệu số nhiệt độ trung bình (cùng nhiệt độ đầu và nhiệt độ cuối) sẽ bé hơn so với ngược chiều và lớn hơn so với thuận chiều.

Hiệu số nhiệt độ trung bình xác định theo công thức:

$$\overline{\Delta t} = \varepsilon \overline{\Delta t_n}, \text{ độ;} \qquad \text{(V.10)}$$

trong đó $\overline{\Delta t_n}$ - hiệu số nhiệt độ trung bình tính như đối với ngược chiều; ε - hệ số hiệu chỉnh, phụ thuộc vào sơ đồ chuyển động của các chất tải nhiệt và phụ thuộc vào các thông số phụ R và P, trong đó:

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{\text{mức độ làm nguội dòng nóng}}{\text{mức độ đun nóng dòng nguội}} \qquad \text{(V.11)}$$

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{\text{mức độ đun nóng dòng nguội}}{\text{hiệu số nhiệt độ đầu của hai dòng}} \qquad \text{(V.12)}$$

Hệ số ε xác định bằng đồ thị (từ hình V.1 đến hình V. 11). Khi các giá trị cần thiết nằm ngoài giới hạn đồ thị, ta không thể dùng phương pháp ngoại suy để giải quyết được. Trong trường hợp này cần tách thành nhiều phần riêng biệt để tính, trong đó nhiệt độ của hai lưu thể ở vùng quá độ từ xuôi chiều sang ngược chiều phải xác định bằng phương pháp chọn lọc.

Trên các hình thể hiện sơ đồ chuyển động của hai lưu thể, tương ứng với nó là quan hệ phụ thuộc:

$$\varepsilon = f(P, R).$$

Trong tất cả các sơ đồ không qui định không gian chuyển động (trong ống hay ngoài ống) của hai lưu thể.

Nếu nhiệt độ của một chất tải nhiệt không đổi (khi sôi hoặc ngưng tụ) thì tất cả các dạng chuyển động (ngược, thuận, chéo dòng, hỗn hợp) đều như nhau.

Nếu số ngăn ở hai phía của bề mặt truyền nhiệt (trong ống hay ngoài ống) bằng nhau thì tính $\overline{\Delta t}$ như trường hợp thuận chiều hay ngược chiều đơn giản.

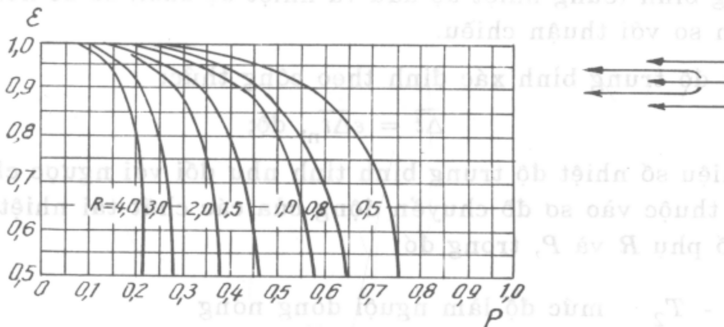
8. Xác định hiệu số nhiệt độ trung bình của dòng chảy chéo nhau và dòng chảy hỗn hợp bằng các công thức sau đây.

Đối với dòng chảy hỗn hợp đơn giản nghĩa là khi phía ngoài ống có một ngăn còn phía trong chia làm nhiều ngăn thì hiệu số nhiệt độ trung bình xác định theo công thức sau:

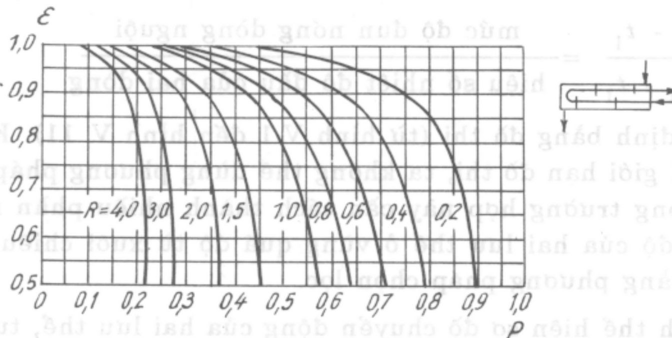
$$\overline{\Delta t}_{hh} = \frac{M}{\ln \dfrac{\Delta t_1 + \Delta t_2 + M}{\Delta t_1 + \Delta t_2 - M}}; \qquad \text{(V.13)}$$

$$M = \sqrt{(T_1 - T_2)^2 + (t_2 - t_1)^2};$$

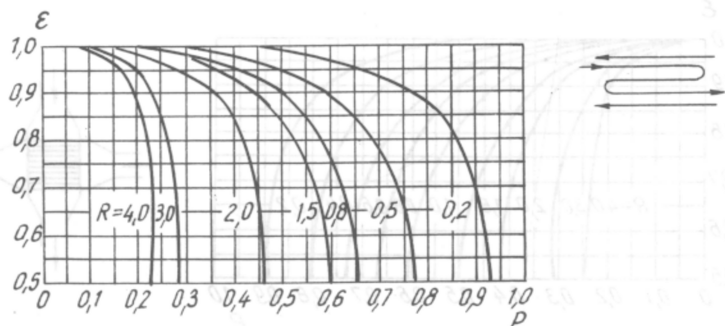
trong đó: Δt_1, Δt_2 - hiệu số nhiệt độ lớn và nhỏ khi chảy ngược chiều; T_1, T_2 - nhiệt độ đầu và cuối của lưu thể nóng; t_1, t_2 - nhiệt độ đầu và cuối của lưu thể nguội.



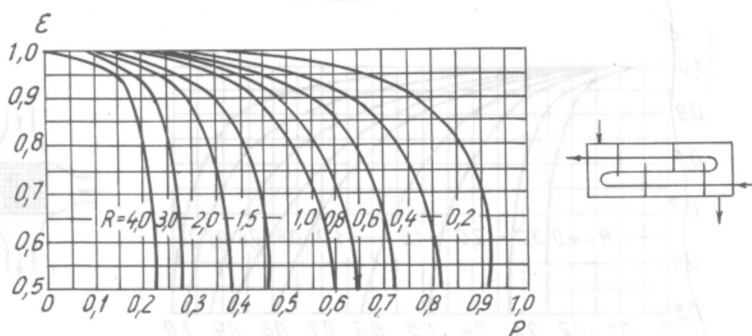
Hình V.1



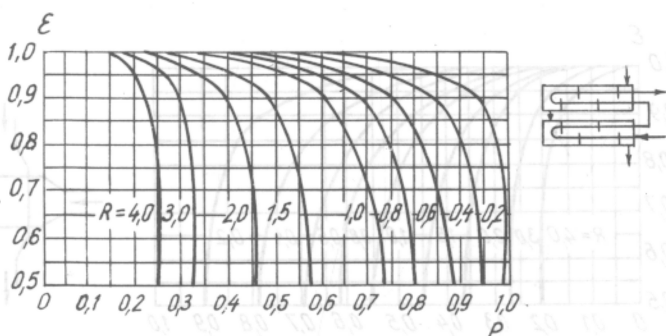
Hình V.2



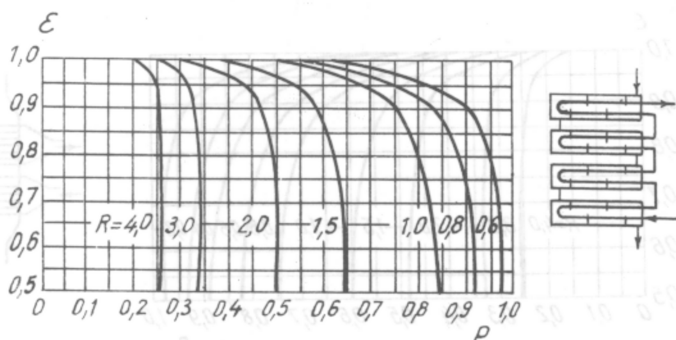
Hình V.3



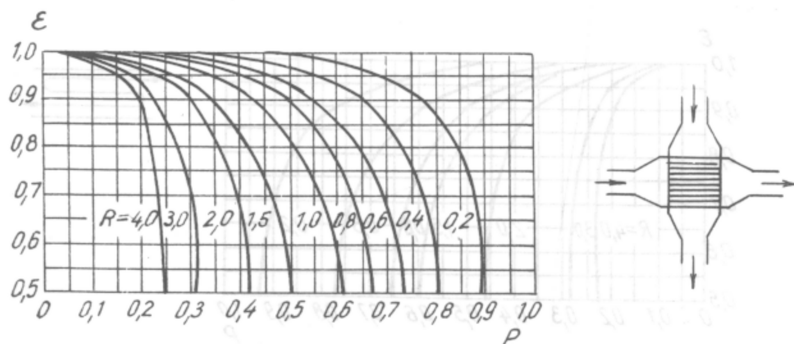
Hình V.4



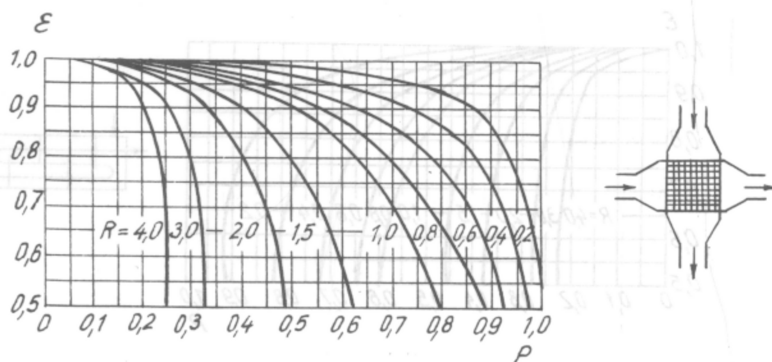
Hình V.5



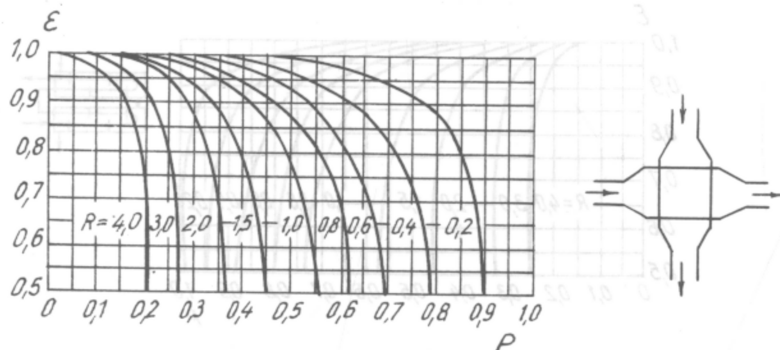
Hình V.6



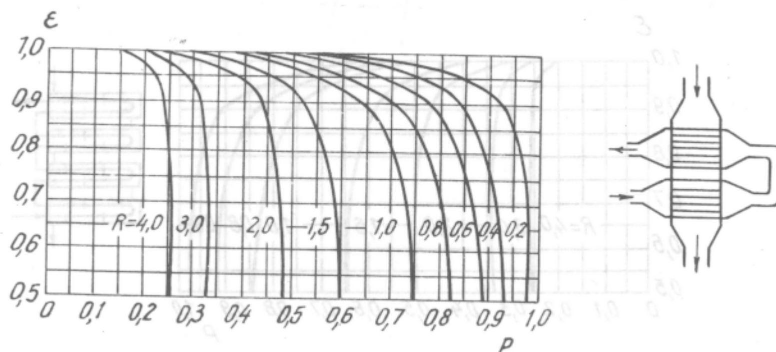
Hình V.7



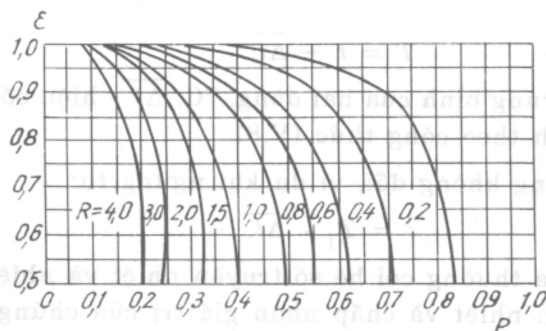
Hình V.8

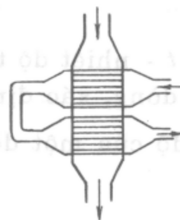


Hình V.9



Hình V.10





Hình V.11

Khi dòng chảy hỗn hợp có N ngăn ở phía ngoài và số ngăn chặn ở trong ống thì hiệu số nhiệt độ trung bình tính theo công thức sau:

$$\overline{\Delta t}_{hh} = \frac{M}{N.\ln\dfrac{\Delta t + M}{\Delta t - M}}; \qquad (V.14)$$

trong đó
$$\Delta t = (\Delta t_1 - \Delta t_2) \cdot \frac{\sqrt[N]{\Delta t_1} + \sqrt[N]{\Delta t_2}}{\sqrt[N]{\Delta t_1} - \sqrt[N]{\Delta t_2}} \qquad (V.15)$$

Khi chảy chéo dòng đơn giản (không có ngăn) hiệu số nhiệt độ trung bình tính theo công thức sau: (một dòng phân nhánh chảy trong chùm ống, dòng kia chảy ngoài chùm ống).

$$\overline{\Delta t}_{ch} = \frac{\Delta t_t}{\ln \dfrac{1}{1 + \dfrac{\Delta t_t}{\Delta t_n} \ln\left(1 - \dfrac{\Delta t_n}{\Delta t_d}\right)}} \qquad (V.16)$$

trong đó $\Delta t_t = T_1 - T_2$ - hiệu số nhiệt độ của dòng chảy trong ống, ^oC; $\Delta t_n = t_2 - t_1$ - hiệu số nhiệt độ của dòng chảy ngoài ống, ^oC; $\Delta t_d = T_1 - t_1$ - hiệu số nhiệt độ đầu của hai dòng nóng và lạnh, ^oC.

Không nên lấy nhiệt độ cuối của nước làm lạnh lớn hơn 40 - 50^oC để tránh kết tủa một số muối hòa tan trong nước làm tăng chiều dày lớp cặn bẩn do đó làm tăng nhiệt trở.

9. Nhiệt độ trung bình của các dòng chất tải nhiệt

Nhiệt độ trung bình của các dòng chất tải nhiệt xác định theo công thức sau: khi $T_1 - T_2 < t_2 - t_1$ thì:

$$T = (T_1 - T_2)/2 \qquad (V.17)$$

và
$$t = T - \overline{\Delta t}; \qquad (V.18)$$

khi $T_1 - T_2 > t_2 - t_1$ thì

$$t = (t_1 + t_2)/2; \qquad (V.19)$$

và $$T = t + \overline{\Delta t};\qquad (V.20)$$

trong đó T và t - nhiệt độ trung bình của hai dòng, ^oC; $\overline{\Delta t}$ - hiệu số nhiệt độ trung bình giữa hai dòng, xác định theo công thức (V.8).

Nếu nhiệt độ của một dòng không đổi, ví dụ khi ngưng tụ:

$$t = T_1 - \overline{\Delta t}.\qquad (V.21)$$

10. Khi tính toán nhiệt ta thường coi hệ số truyền nhiệt và nhiệt dung riêng ít thay đổi theo bề mặt truyền nhiệt và chấp nhận giá trị của chúng là không thay đổi. Trường hợp các giá trị trên thay đổi nhiều theo bề mặt truyền nhiệt thì phương trình (V.1) viết thành dạng vi phân:

$$dQ = G.c.dt = K' \,.\, dF.\ (T - t);\qquad (V.22)$$

trong đó G - lượng chất lỏng (khí), kg/s; c - nhiệt dung riêng của chất lỏng (khí), J/kg.độ; F - bề mặt truyền nhiệt, m^2; T, t - nhiệt độ của dòng nóng và dòng lạnh, ^oC; K' - hệ số truyền nhiệt ở thời điểm xác định, W/m^2.độ.

Lấy tích phân phương trình (V.22) trong giới hạn từ nhiệt độ đầu T_1 đến nhiệt độ cuối T_2 của dòng nóng:

$$F = G \int_{T_1}^{T_2} \frac{c.dt}{K' \,.\, (T - t)}, \quad m^2.\qquad (V.23)$$

Giải phương trình này bằng phương pháp tích phân đồ thị.

§2. Quá trình truyền nhiệt không ổn định

11. Đun nóng. Khi dùng một chất lỏng khác chảy trong ống xoắn hoặc trong thiết bị có vỏ bọc ngoài để đun một chất lỏng chứa trong thiết bị đó thì nhiệt độ cuối của chất lỏng nguội tăng dần theo thời gian đun nóng.

Phương trình truyền nhiệt trong trường hợp này có dạng:

$$Q = K \,.\, F \,.\, \overline{\Delta t_d} \,.\, \tau, \quad J;\qquad (V.24)$$

trong đó K - hệ số truyền nhiệt W/m^2.độ; F - bề mặt truyền nhiệt; m^2; $\overline{\Delta t_d}$ - hiệu số nhiệt độ trung bình khi đun nóng, độ; hiệu số nhiệt độ trung bình khi đun nóng tính theo công thức:

$$\overline{\Delta t_d} = \frac{t_2 - t_1}{\ln \dfrac{T_1 - t_1}{T_1 - t_2}} \cdot \frac{A - 1}{\ln A};\qquad (V.25)$$

ở đây $A = (T_1 - t)/(T_2 - t)$; t - nhiệt độ của chất lỏng được đun nóng ở thời điểm nào đó, ^oC. Đối với cả quá trình truyền nhiệt, nghĩa là sau thời gian đun nóng τ thì $t = t_2$.

Nhiệt độ cuối trung bình của chất lỏng nóng tính theo công thức:

$$\overline{T_2} = T_1 - \overline{\Delta t_d}.\ln A.\qquad (V.26)$$

Xác định lượng chất lỏng nóng dùng để đun từ phương trình cân bằng nhiệt:

$$Q = G_1 \cdot c_1(t_2 - t_1) = G_d.c_d\,(T_1 - \overline{T}_2); \qquad (V.27)$$

trong đó G_1, G_d - lượng chất lỏng lạnh và nóng, kg; c_1, c_d - nhiệt dung riêng tương ứng, J/kg.độ.

12. Làm nguội. Nếu chất lỏng nóng chứa trong thiết bị được làm nguội từ nhiệt độ T_1 đến T_2 bằng một chất lỏng lạnh chảy trong ống xoắn hoặc vỏ bọc ngoài của thiết bị thì nhiệt độ cuối của chất lỏng lạnh sẽ giảm dần theo sự giảm nhiệt độ của chất lỏng nóng trong thiết bị. Nhiệt độ cuối của chất lỏng lạnh sau thời gian làm nguội τ là t_2.

Phương trình truyền nhiệt trong trường hợp này có dạng:

$$Q = K \cdot F.\overline{\Delta t}_1.\tau, \quad J; \qquad (V.28)$$

trong đó K - hệ số truyền nhiệt, W/m^2.độ; F - bề mặt truyền nhiệt, m^2; Δt_1 - hiệu số nhiệt độ trung bình khi làm nguội gián đoạn:

$$\overline{\Delta t}_1 = \frac{T_1 - T_2}{\ln \dfrac{T_1 - t_1}{T_2 - t_1}} \cdot \frac{A - 1}{A.\ln A}, \quad \text{độ}; \qquad (V.29)$$

ở đây A - đại lượng không đổi trong toàn bộ quá trình truyền nhiệt. Ở thời điểm nào đó ứng với nhiệt độ T của chất lỏng được làm nguội, đại lượng A được xác định như sau:

$$A = \frac{T - t_1}{T - t_2}; \qquad (V.30)$$

khi tính bề mặt truyền nhiệt lấy $T = T_2$ là nhiệt độ cuối của chất lỏng cần làm nguội.

Nhiệt độ cuối trung bình của chất lỏng lạnh:

$$\overline{t}_2 = t_1 + \overline{\Delta t}_1.\ln A. \qquad (V.31)$$

Lượng chất lỏng lạnh xác định từ phương trình cân bằng nhiệt.

$$Q = G_d.c_d.(T_1 - T_2) = G_1.c_1.(\overline{t}_2 - t_1). \qquad (V.32)$$

Các ký hiệu xem công thức (V.27).

§3. Các chuẩn số đồng dạng trong quá trình cấp nhiệt

13. Chuẩn số Nuyxen: đặc trưng cho cường độ cấp nhiệt trên biên giới tiếp xúc giữa dòng chất tải nhiệt và bề mặt cấp nhiệt

$$Nu = (\alpha.l)/\lambda; \qquad (V.33)$$

trong đó α - hệ số cấp nhiệt, W/m^2.độ; l - kích thước hình học chủ yếu, m; λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng, W/m^2.độ.

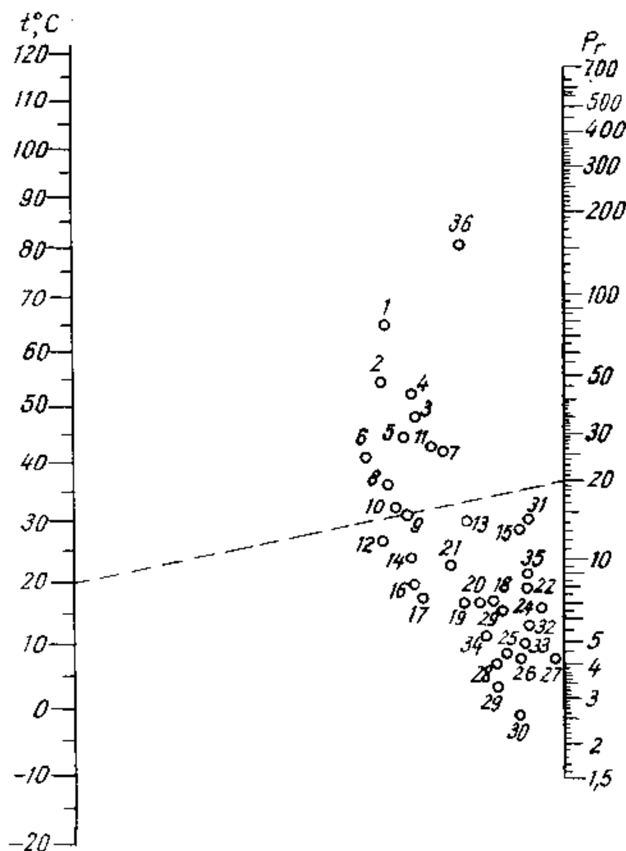
14. Chuẩn số chuyển pha: đặc trưng cho quá trình truyền nhiệt của một chất khi chuyển pha ở nhiệt độ hơi bão hòa:

$$K = \frac{r}{C_p.\Delta t}; \qquad (V.34)$$

trong đó r - ẩn nhiệt ngưng tụ, J/kg; Δt - hiệu số nhiệt độ giữa hơi bão hòa và bề mặt truyền nhiệt, độ; C_p - nhiệt dung riêng của chất lỏng ngưng, J/kg.độ.

15. Chuẩn số Pran:

$$Pr = \frac{\nu}{a} = \frac{C_p \mu}{\lambda} . \qquad (V.35)$$



Hình V.12. Giá trị chuẩn số *Pr* của một số chất lỏng

Chuẩn số này đặc trưng cho tính chất vật lý của dòng chất tải nhiệt, trong đó

$a = \frac{\lambda}{C_p \cdot \rho}$ - hệ số dẫn nhiệt độ, m^2/s;

$\nu = \frac{\mu}{\rho}$ - độ nhớt động lực học của chất tải nhiệt m^2/s; μ- độ nhớt động, $N.s/m^2$, ; ρ - khối lượng riêng, kg/m^3; C_p - nhiệt dung riêng đẳng áp. J/kg.độ.

Có thể xác định chuẩn số Pran bằng toán đồ (trên h.V.12).

Cách dùng. Ví dụ, tìm chuẩn số *Pr* của axit axetic 50% ở nhiệt độ 20°C tiến hành như sau. Tìm trong bảng dưới đây ta thấy axit axetic 50% ứng với điểm 9 trên toán đồ. Nối điểm 9 với điểm 20 trên cột nhiệt độ. Đường thẳng này cắt cột bên phải ở điểm có giá trị 20. Đó là giá trị chuẩn số *Pr* của axit axetic 50% mà ta muốn tìm.

Tên chất	Điểm	Tên chất	Điểm
Amyl axetat	31	Etyl iođua	27
Amoniac	14	Glycol	36
Anilin	5	Glyxerin	6
Axeton	25	Heptan	32
Axit axetic 100%	15	Xilen	19
Axit axetic 50%	9	Nước	17
Axit clohiđric	21	Octan	33

Tên chất	Điểm	Tên chất	Điểm
Axit sunfuric 111%	1	Pentan	26
Axit sunfuric 98%	2	Rượu butylic	11
Axit sunfuric 60%	4	Rượu etylic 100%	13
Benzen	22	Rượu etylic 50%	8
Clobenzen	35	Rượu izoamylic	3
Canxi clorua	16	Rượu izopropylic	7
Natri clorua	12	Rượu metylic 100%	20
Clorofom	34	Rượu metylic 40%	10
Etedietyl	28	Cacbon sunfua	30
Etyl axetat	24	Toluen	23
Etyl bromua	29	Cacbon tetraclorua	18

16. **Chuẩn số Râynôn:**

$$Re = \frac{\omega . l}{\nu} = \frac{\omega . l . \rho}{\mu} ; \qquad (V.36)$$

đặc trưng cho tương quan giữa lực ỳ và lực ma sát phân tử trong dòng.

17. **Chuẩn số Frut:**

$$Fr = \frac{\omega^2}{g . l} ; \qquad (V.37)$$

đặc trưng cho tỷ số giữa lực ỳ và trọng lực trong dòng.

18. **Chuẩn số Galilê:**

$$Ga = \frac{Re^2}{Fr} = \frac{g . l^3}{\nu^2} = \frac{g . l^3 . \rho^2}{\mu^2} ; \qquad (V.38)$$

đặc trưng cho tương quan giữa lực ma sát phân tử và trọng lực trong dòng.

19. **Chuẩn số Gratkov:**

$$Gr = Ga . \beta . \Delta t = \frac{g \;.\; l^3 . \;\beta . \Delta t}{\nu^2} = \frac{g \;.\; l^3 \;.\; \rho^2 \;.\; \beta . \Delta t}{\mu^2} ; \qquad (V.39)$$

đặc trưng cho tác dụng tương hỗ của lực ma sát phân tử và lực nâng do sự chênh lệch khối lượng riêng ở các điểm có nhiệt độ khác nhau của dòng.

Trong các công thức (V.36) ÷ (V.39): ω - tốc độ của dòng, m/s; l - kích thước hình học chủ yếu, m; ρ - khối lượng riêng, kg/m^3; μ - độ nhớt (hệ số nhớt) động lực, N.s/m^2; ν - độ nhớt động học, m^2/s; g - gia tốc trọng trường g = 9,8m/s^2; β - hệ số dãn nở thể tích, độ$^{-1}$; Δt - hiệu số nhiệt độ giữa bề mặt trao đổi nhiệt và dòng, độ.

§4. Cấp nhiệt khi dòng chảy cưỡng bức

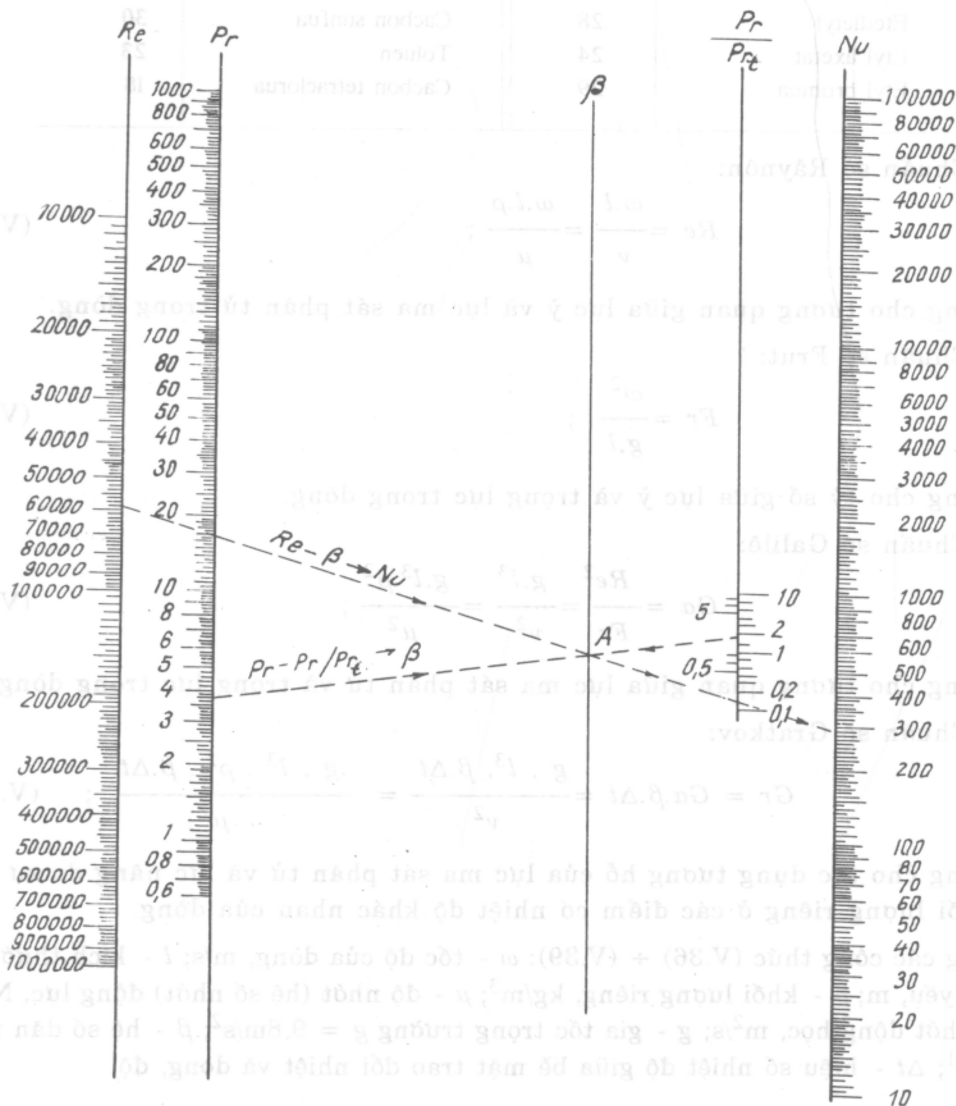
a) Chế độ chảy xoáy (rối)

20. Cấp nhiệt khi dòng chảy xoáy trong ống hoặc rãnh thẳng (Re > 10 000)

tính theo công thức:

$$Nu = 0{,}021\varepsilon_1.Re^{0,8}.Pr^{0,43}\left(\frac{Pr}{Pr_t}\right)^{0,25}; \quad \text{(V.40)}$$

trong đó Pr_t - chuẩn số Pran của dòng tính theo nhiệt độ trung bình của tường, các thông số khác tính theo nhiệt độ trung bình của dòng; ε_1 - hệ số hiệu chỉnh tính đến ảnh hưởng của tỉ số giữa chiều dài l và đường kính d của ống. Trị số ε_1 cho trong bảng V.2.



Hình V.13. Toán đồ để xác định hệ số cấp nhiệt trong ống thẳng ($Re > 10^4$; $\varepsilon_1 = 1$)

Nếu ống không tròn thì thay đường kính bằng đường kính tương đương:

$$d_{td} = 4f/\Pi \text{ , m;}$$

trong đó f - thiết diện dòng chảy, m^2; Π - chu vi thấm ướt của dòng, m.

Bảng V.2. **Trị số ε_l trong công thức (V.40) [21.99, 40.558]**

Re	l/d								
	1	2	5	10	15	20	30	40	50
Đến 2000	1,90	1,70	1,44	1,28	1,18	1,13	1,05	1,02	1
1.10^4	1,65	1,50	1,34	1,23	1,17	1,13	1,07	1,03	1
2.10^4	1,51	1,40	1,27	1,18	1,13	1,10	1,05	1,02	1
5.10^4	1,34	1,27	1,18	1,13	1,10	1,08	1,04	1,02	1
1.10^5	1,28	1,22	1,15	1,10	1,08	1,06	1,03	1,02	1
1.10^6	1,14	1,11	1,08	1,05	1,04	1,03	1,02	1,01	1

Ghi chú: Công thức (V.40) tính cho các ống có hình dạng mặt cắt bất kỳ như: tròn, vuông, chữ nhật, tam giác, vành khăn ($d_2/d_1 = 1 \div 5,6$), rãnh ($a/b = 1 \div 40$) và khi dòng chảy dọc phía ngoài chùm ống.

Ảnh hưởng về hướng của dòng nhiệt (đun nóng hoặc làm nguội) được tính bằng tỉ số Pr/Pr_t.

Khi chênh lệch nhiệt độ giữa tường và dòng nhỏ thì $(Pr/Pr_t)^{0,25} \approx 1$. Từ toán đồ (h.V.12) ta thấy rằng khi nhiệt độ tăng thì Pr của chất lỏng giọt giảm, do đó đối với các chất lỏng giọt khi đun nóng có $Pr/Pr_t > 1$ và khi làm nguội có $Pr/Pr_t < 1$. Công thức (V.40) có thể xác định bằng toán đồ (h.V.13).

Cách dùng. Vẽ một đường thẳng qua hai điểm ứng với Pr và Pr/Pr_t ta xác định được điểm A trên cột β. Vẽ một đường thẳng qua hai điểm ứng với Re và A, đường thẳng này cắt cột Nu tại một điểm, điểm đó ứng với giá trị Nu ta muốn tìm.

21. Đối với các chất khí công thức (V.40) có dạng đơn giản hơn, vì nếu có cùng số nguyên tử và ở áp suất không cao lắm Pr là một đại lượng gần như không đổi, không phụ thuộc vào áp suất và nhiệt độ, $(Pr/Pr_t)_{khí} \approx 1$.

Trị số gần đúng của Pr đối với khí:

khí một nguyên tử	0,67
khí hai nguyên tử	0,72
khí ba nguyên tử	0,80
khí nhiều nguyên tử	1,0

Trị số chính xác của Pr đối với không khí cho trong bảng V.3.

Như vậy công thức (V.40) đối với khí có dạng đơn giản như sau:

$$Nu = C.\ \varepsilon_l.\ Re^{0,8}; \qquad \text{(V.41)}$$

Bảng V.3. **Trị số Pr của không khí khô ở p = 760 mmHg [40.561]**

t,°C	Pr	t,°C	Pr	t,°C	Pr
- 50	0,728	40	0,699	160	0,682
- 40	0,728	50	0,698	180	0,681
- 30	0,723	60	0,696	200	0,680
- 20	0,716	70	0,694	250	0,677
- 10	0,712	80	0,692	300	0,674
0	0,707	90	0,690	350	0,676
10	0,705	100	0,688	400	0,678
20	0,703	120	0,686	500	0,687
30	0,701	140	0,684	600	0,699

ví dụ, đối với không khí:

$$Nu = 0{,}018 \, . \, \varepsilon_1 . Re^{0,8} \, . \qquad \text{(V.42)}$$

22. Công thức (V.40) dùng để tính α cho ống thẳng, đối với ống xoắn α cũng tính theo (V.40), nhưng cần nhân thêm hệ số hiệu chỉnh x:

$$x = 1 + 3{,}54 . \, d/D; \qquad \text{(V.43)}$$

trong đó d - đường kính trong của ống xoắn, m; D - đường kính của vòng xoắn, m. Thông thường các ống xoắn truyền nhiệt có chiều dài lớn nên sức cản thủy lực lớn. Người ta thường chọn tốc độ chất tải nhiệt khoảng 0,3 - 0,8m/s (cho chất lỏng) và 3 - 10 kg/m^2.s (cho chất khí ở áp suất khí quyển).

b) Chế độ chảy quá độ

23. Khi chảy quá độ (2300 < Re < 10000) quá trình cấp nhiệt phụ thuộc nhiều nguyên nhân, vì vậy không có công thức tính chính xác. Để tính gần đúng ta có thể dùng công thức sau:

$$Nu = k_0 . \varepsilon_1 . Pr^{0,43} \left(\frac{Pr}{Pr_t} \right)^{0,25} \qquad \text{(V.44)}$$

hệ số k_0 phụ thuộc Re:

Re	2200	2300	2400	2500	3000	4000	5000	6000	8000	10000
k_0	2,2	3,3	3,8	4,4	6,0	15,0	15,5	19,5	27	33,3

ε_1 cũng tra theo bảng V.2.

Đơn giản hơn ta cũng có thể dùng công thức gần đúng sau:

$$Nu = 0{,}008 Re^{0,8} . Pr^{0,43} . \qquad \text{(V.44a)}$$

Nhiệt độ xác định để tính các thông số vật lý là nhiệt độ trung bình của chất lỏng; kích thước hình học xác định là đường kính tương đương d_{td}[xem công thức (V.40)].

c) Chế độ chảy dòng

24. Trong điều kiện không đẳng nhiệt sự chuyển động song song và thành tia của dòng chảy không tồn tại vì có xuất hiện hiện tượng đối lưu tự nhiên làm cho dòng chảy bị rối loạn, sự rối loạn này phụ thuộc cách sắp xếp của ống (nằm ngang hoặc thẳng đứng), phụ thuộc chiều chuyển động của dòng: ngược hoặc cùng chiều nhau giữa chuyển động tự nhiên và chuyển động cưỡng bức v.v. Tính toán chính xác về ảnh hưởng của các yếu tố này rất khó. Để tính toán thực tế khi 10 < Re < 2000 ta ứng dụng công thức gần đúng sau:

$$Nu = 0{,}15\varepsilon_1.Re^{0,33}.Pr^{0,43}.Gr^{0,1}.\ (Pr/Pr_t)^{0,25}\ ; \qquad (V.45)$$

trong đó $Nu = \dfrac{\alpha d_{td}}{\lambda}$; $Re = \dfrac{w d_{td}}{\nu}$; $Gr = \dfrac{g d_{td}^3 \rho^2 \beta \Delta t}{\mu^2}$; $Pr = \dfrac{C_p \mu}{\lambda}$; β - hệ số dãn nở thể tích, 1/độ; Δt - hiệu số nhiệt độ giữa chất lỏng và tường (hoặc ngược lại), độ; ε_1 - hệ số hiệu chỉnh tra theo bảng V.2. Các thông số vật lý tính theo nhiệt độ của mặt tường tiếp xúc với dòng cho Pr_t và nhiệt độ trung bình của dòng cho các chuẩn số khác.

Cấp nhiệt ở chế độ chảy dòng trong ống dẫn thẳng và kênh máng (Re < 2300) còn có thể tính theo công thức sau đây:

a) Khi ảnh hưởng của đối lưu tự nhiên không rõ rệt, khi đó $Gr << 4ReNu$ với Re > 10 và L/d > 10 thì có thể tính theo công thức sau:

$$Nu = 1{,}4\ (Re\ \frac{d}{L})^{0,4} Pr^{0,33}\ (\frac{Pr}{Pr_t})^{0,25} \qquad (V.46a)$$

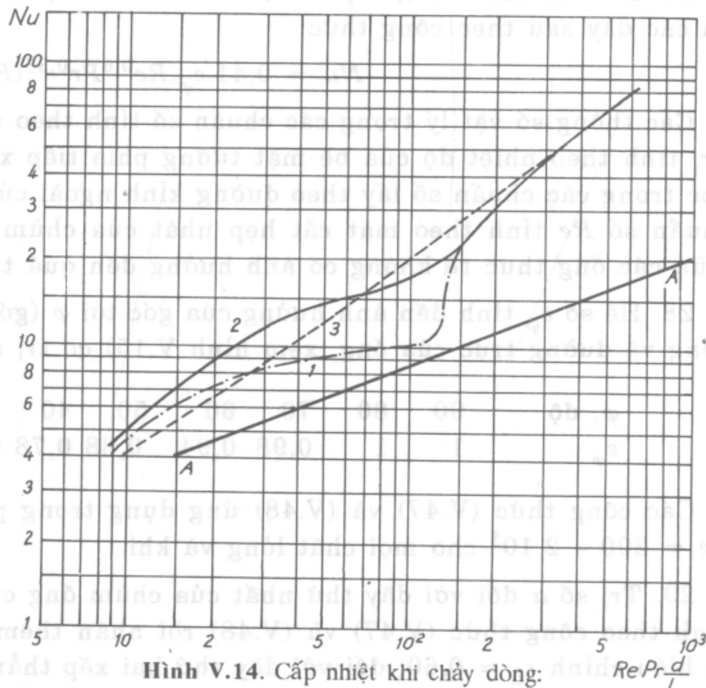
trong đó L - chiều dài ống, m.

Nhiệt độ xác định là nhiệt độ trung bình của chất lỏng, kích thước xác định là đường kính ống hoặc chiều rộng của kênh máng.

Công thức (V.46a) chỉ áp dụng khi $Re\frac{L}{d}Pr^{5/6} > 15$

Nếu $Re\ \frac{L}{d}\ Pr^{5/6} < 15$ thì nên dùng công thức gần đúng sau đây:

$$Nu = 4\ (\frac{Pr}{Pr_t})^{0,25} \quad (V.46b)$$



Hình V.14. Cấp nhiệt khi chảy dòng:
1- ống thẳng đứng (hướng chuyển động tự do và cưỡng bức cùng chiều); 2- ống nằm ngang; 3- ống thẳng đứng (hướng chuyển động tự do và cưỡng bức ngược chiều); *A-A* - không có chuyển động tự do

b) Khi $Gr > 4\ Re\ Nu$ nghĩa là ảnh hưởng của đối lưu tự nhiên đã rõ rệt. Trong trường hợp này thì nên xác định chuẩn số Nu

theo đồ thị (hình V.14). Đồ thị xây dựng trên cơ sở số liệu thực nghiệm với khoảng giá trị $Gr.Pr = (8 \div 25).10^5$. Các thông số vật lý lấy ở nhiệt độ lớp biên bằng 0,5 $(t_{lỏng} + t_{tường})$. Phép tính sẽ được đơn giản hóa nếu tích số $Re.Pr\ L/d = (\omega d^2)/aL$ (a - hệ số dẫn nhiệt độ) gần như không đổi trong phạm vi nhiệt độ thay đổi không lớn

Trên hình V.14 đường A - A xây dựng theo phương trình $Nu = 1{,}4\ (Re\ Pr\ d/L)^{0,4}$ rất gần với phương trình (V.46a) khi $(Pr/Pr_t)^{0,25} = 1$.

25. Đối với nước công thức (V.45) có dạng:

$$\alpha = A \frac{w^{0,33} \cdot \Delta t^{0,1}}{d_{td}^{0,37}} (Pr/Pr_t)^{0,25} \cdot \varepsilon_1, \text{ W/m}^2\text{.độ}; \qquad \text{(V.46c)}$$

trị số của A phụ thuộc nhiệt độ trung bình của nước t_{nc}:

t_{nc}	10	20	30	40	60	80	100	200
A	144	166	183	193	208	221	230	251

§5. Cấp nhiệt khi dòng chảy cưỡng bức ở phía ngoài chùm ống

26. Hệ số cấp nhiệt từ dãy thứ ba trở đi (khi dòng chảy không song song bao phía ngoài chùm ống xếp thẳng hàng) có thể tính theo công thức:

$$Nu = 0{,}23.\varepsilon_\varphi.Re^{0,65}Pr^{0,33}\ (Pr/Pr_t)^{0,25} \qquad \text{(V.47)}$$

27. Đối với chùm ống xếp xen kẽ có thể xác định hệ số cấp nhiệt từ dãy thứ ba và các dãy sau theo công thức:

$$Nu = 0{,}41.\varepsilon_\varphi.Re^{0,6}Pr^{0,33}(Pr/Pr)^{0,25} \qquad \text{(V.48)}$$

Các thông số vật lý trong các chuẩn số tính theo nhiệt độ trung bình của dòng, Pr_t tính theo nhiệt độ của bề mặt tường phía tiếp xúc với dòng. Kích thước hình học trong các chuẩn số lấy theo đường kính ngoài của ống. Tốc độ của dòng trong chuẩn số Re tính theo mặt cắt hẹp nhất của chùm ống. Khoảng cách tương đối giữa các ống thực tế không có ảnh hưởng đến quá trình cấp nhiệt.

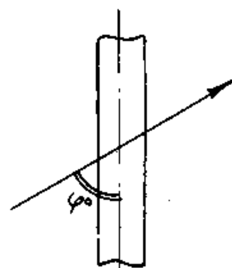
28. Hệ số ε_φ tính đến ảnh hưởng của góc tới φ (góc giữa chiều chuyển động của dòng và đường trục của ống, xem hình V.15) có trị số như sau:

φ, độ	90	80	70	60	50	40	30	20	10
ε_φ	1	1	0,98	0,94	0,88	0,78	0,67	0,52	0,42

Các công thức (V.47) và (V.48) ứng dụng trong phạm vi $Re = 200 - 2.10^5$ cho mọi chất lỏng và khí.

29. Trị số α đối với dãy thứ nhất của chùm ống cũng xác định theo công thức (V.47) và (V.48) rồi nhân thêm với hệ số hiệu chỉnh $\varepsilon_\alpha = 0{,}60$; đối với dãy thứ hai xếp thẳng hàng $\varepsilon_\alpha = 0{,}90$; xếp xen kẽ $\varepsilon_\alpha = 0{,}70$.

30. Hệ số cấp nhiệt trung bình của chùm ống xác định theo công thức sau:



Hình V.15. Góc tới

$$\alpha_{ch} = \frac{\alpha_1 F_1 + \alpha_2 F_2 + \alpha_3 F_3 + ...}{F_1 + F_2 + F_3 + ...} ; \qquad (V.49)$$

trong đó α_1, α_2, α_3... - hệ số cấp nhiệt của mỗi dãy; F_1, F_2, F_3... - bề mặt truyền nhiệt của các dãy tương ứng.

Khi số dãy lớn thì $\alpha_{ch} \approx \alpha_3$.

31. Đối với khí công thức (V.47) và (V.48) đơn giản hơn.

Đối với không khí khi ống xếp thẳng hàng:

$$Nu = 0{,}21.\varepsilon_\varphi.Re^{0,65}; \qquad (V.50)$$

khi ống xếp xen kẽ:

$$Nu = 0{,}37.\varepsilon_\varphi.Re^{0,60}. \qquad (V.51)$$

32. Dòng chảy bên ngoài chùm ống có tấm chắn chia ngăn. Các tấm chắn có thể là hình viên phân, hình tròn hay hình vành khăn (h. V.16).

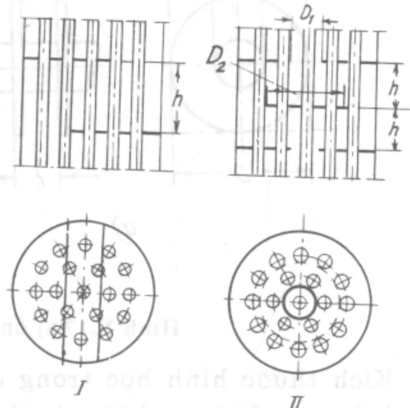
Trong trường hợp này hệ số cấp nhiệt xác định theo phương trình:

$$Nu = C.D_{td}^{0,6} \,.\, Re^{0,6} \,.\, Pr^{0,33}.\ (\mu/\mu_t)^{0,14}; \qquad (V.52)$$

trong đó hệ số C phụ thuộc dạng tấm chắn, tấm chắn hình viên phân $C = 1{,}72$, hình vành khăn $C = 2{,}08$; D_{td} - đường kính tương đương ở phía ngoài ống; μ_t - độ nhớt động lực của dòng tính theo nhiệt độ của bề mặt ống tiếp xúc với dòng; các thông số vật lý còn lại tính theo nhiệt độ trung bình của dòng. Tốc độ của dòng ω trong chuẩn số Re tính theo mặt cắt hữu ích, diện tích mặt cắt này được xác định theo công thức sau:

$$F = \sqrt{F_1 \,.\, F_2},\ m^2; \qquad (V.53)$$

trong đó F_1 - bề mặt tiết diện tự do để chất lỏng chảy qua lúc vuông góc với chùm ống, m^2; F_2 - bề mặt tiết diện tự do ở vị trí có tấm chắn (không tính tiết diện bị các ống chiếm), m^2.



Hình V.16. Chùm ống có chia ngăn ngoài:
I- tấm chắn hình viên phân;
II- tấm chắn hình tròn và vành khăn

Đối với tấm chắn hình viên phân:

$$F_1 = hD(1 - d/t); \qquad (V.54)$$

Đối với tấm chắn hình vành khăn:

$$F_1 = \pi.D_{tb}.h(1 - d/t); \qquad (V.55)$$

trong đó D - đường kính trong của thiết bị, m; h - khoảng cách giữa các tấm chắn, m; t - bước ống, m; d - đường kính ngoài của ống, m; $D_{tb} = D_1 + D_2/2$; D_1 - đường kính trong của tấm chắn hình vành khăn; D_2 - đường kính của tấm chắn hình tròn (h.V.16).

33. Dòng chảy dọc phía ngoài chùm ống. Trường hợp này có thể tính theo công thức gần đúng:

$$Nu = 1,16D_{td}^{0,6}.\mathrm{Re}^{0,6}.Pr^{0,33}, \quad (V.56)$$

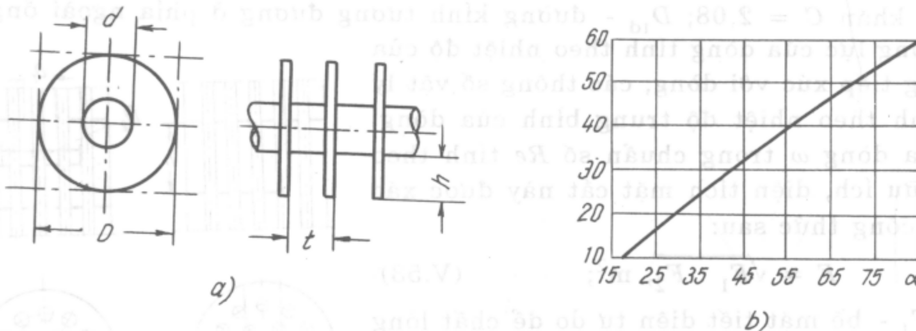
trong đó $Nu = (\alpha \, . \, d)/\lambda$; d - đường kính ngoài của ống; $D_{tđ}$ - đường kính tương đương phía ngoài chùm ống, tính theo toàn bộ chu vi thấm ướt.

Với thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm có chia ngăn ngoài có thể áp dụng các công thức (V.47) ÷ (V.51) với hệ số $\varepsilon_{\varphi} = 0,6$ bởi lẽ khi chuyển động trong không gian giữa các ống chất tải nhiệt có đoạn đường đi cắt ngang chùm ống với góc tới nhỏ hơn 90°, có đoạn đường đi dọc theo bên ngoài ống. Ngoài ra chất tải nhiệt còn chảy qua khe hở giữa tấm ngăn và vỏ cũng như giữa tấm ngắn và các ống.

34. Dòng chảy ngang qua bao bên ngoài chùm ống có gân. Trường hợp này Nu có dạng:

$$Nu = C.\left(\frac{d}{t}\right)^{-0,54}\left(\frac{h}{t}\right)^{-0,14} Re^{n} \, . \, Pr^{0,4} \quad ; \quad (V.57)$$

trong đó d - đường kính ngoài của ống, m (h. V.17a); t - bước của gân, m; $h = (D - d)/2$ - bề rộng của gân, m; xếp ống thẳng hàng $C = 0,116$, $n = 0,72$, xếp ống xen kẽ $C = 0,25$, $n = 0,65$.



Hình V.17.a) ống có gân ngang; b) sự phụ thuộc $\alpha_t = f(\alpha)$

Kích thước hình học trong các chuẩn số Nu và Re lấy bước của gân t; tốc độ tính ở mặt cắt hẹp nhất; các thông số vật lý lấy theo nhiệt độ trung bình của dòng. Công thức (V.57) được ứng dụng trong phạm vi $Re = 3000 - 25000$ và $3 < d/t < 4,8$.

Dựa vào hệ số cấp nhiệt α tính bằng công thức (V.57) ta xác định được hệ số cấp nhiệt dẫn xuất α_t theo đồ thị hình V.16b.

Hệ số cấp nhiệt dẫn xuất α_t dùng để tính hệ số truyền nhiệt:

$$K = \frac{1}{\dfrac{1}{\alpha_t} + \dfrac{1}{\alpha_1} \cdot \dfrac{F_n}{F_t} + \sum r_t}, \mathrm{W/m^2.độ}; \quad (V.58)$$

trong đó F_n - bề mặt ngoài toàn bộ của ống kể cả bề mặt gân tính cho một đơn

vị chiều dài ống, m^2; F_t - bề mặt trong của ống tính cho một đơn vị chiều dài ống, m^2; α_1 - hệ số cấp nhiệt phía trong ống, W/m^2.độ; $\sum r_t$ - tổng nhiệt trở của tường và các lớp cặn bẩn

§6. Cấp nhiệt khi dòng chuyển động dọc theo tường phẳng

35. Khi $Re > 4.10^4$ ứng dụng công thức gần đúng:

$$Nu = 0,037.Re^{0,8}.Pr^{0,43}.\left(\frac{Pr}{Pr_t}\right)^{0,25} \qquad (V.59)$$

Đối với không khí:

$$Nu = 0,032.Re^{0,8}. \qquad (V.60)$$

Kích thước hình học trong các chuẩn số *Re* và *Nu* lấy theo chiều dài của tường theo phương chuyển động của dòng, các thông số vật lý tính theo nhiệt độ ban đầu của dòng.

36. Khi $Re < 4.10^4$:

$$Nu \approx 0,76Re^{0,5}Pr^{0,43}\left(\frac{Pr}{Pr_t}\right)^{0,25}. \qquad (V.61)$$

Đối với không khí:

$$Nu = 0,66Re^{0,5}. \qquad (V.62)$$

Các phương trình (V.59) và (V.61) không tính đến độ xoáy ban đầu của dòng, khi tốc độ nhỏ cũng không tính đến ảnh hưởng của đối lưu tự nhiên. Khi có xuất hiện đối lưu tự nhiên thì phải tính thêm hệ số α cho trường hợp chuyển động tự do để kiểm tra lại và lấy hệ số cấp nhiệt nào có trị số lớn hơn.

§7. Cấp nhiệt khi dòng chảy thành màng theo mặt tường dưới ảnh hưởng của trọng lực

37. Đối với tường đứng:

- khi màng chảy xoáy ($Re > 2000$):

$$Nu = 0,01\,(Ga.\,Pr.Re)^{1/3}; \qquad (V.63)$$

- khi màng chảy dòng ($Re < 2000$):

$$Nu = 0,67(Ga^2.Pr^3.Re)^{1/9}; \qquad (V.64)$$

trong đó

$$Nu = \frac{\alpha.H}{\lambda}\ ;\ Ga = \frac{H^3.\rho^2.g}{\mu^2}\ ;\ Pr = \frac{C_p.\mu}{\lambda};$$

$$Re = \frac{4U}{\mu}$$; α - hệ số cấp nhiệt, W/m^2.độ;

H - chiều cao của bề mặt truyền nhiệt, m; λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng, W/m.độ; ρ - khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m^3; g - gia tốc trọng trường, m/s^2;

μ - độ nhớt N.s/m^2; C_p - nhiệt dung riêng của chất lỏng, J/kg.độ; $U = G/\Pi$ - mật độ tưới, kg/m.s; nghĩa là lượng chất lỏng chảy trong một đơn vị thời gian qua 1m chu vi thấm ướt Π của dòng; G - khối lượng chất lỏng chảy theo bề mặt thẳng đứng trong một đơn vị thời gian, kg/s.

Trường hợp dòng chảy thành màng theo bề mặt trong của các ống đứng thì $\Pi = \pi.d.n$ (d - đường kính trong của ống, m; n - số ống). Khi đó:

$$U = \frac{G}{\pi.d.n} \quad \text{và } Re = \frac{4G}{\pi.d.n.\mu} \quad .$$

Các thông số vật lý trong các chuẩn số lấy theo nhiệt độ trung bình của màng: $t_{tb} = 0{,}5.(t_t + t_d)$, t_t - nhiệt độ của bề mặt truyền nhiệt; t_d - nhiệt độ trung bình của dòng.

38. Chất lỏng chảy thành màng ở bên ngoài ống nằm ngang (thiết bị làm nguội loại tưới), nếu chất lỏng chảy là nước và tốc độ của không khí chuyển động cưỡng bức từ 0,08 - 0,5m/s, nhiệt độ trung bình của nước từ 11 - 25°C, đường kính ống 0,012 - 0,030m, tỉ số giữa bước ống và đường kính ống 2 ÷ 1,7, mật độ tưới 820 ÷ 960kg/m.h, thì hệ số cấp nhiệt bằng:

$$\alpha = 3740U^{0,4}, \text{ W/m}^2\text{.độ.} \qquad \text{(V.65)}$$

Khi tỉ số giữa bước ống và đường kính ống bằng 1,3, còn các điều kiện khác không thay đổi, thì

$$\alpha = 5700U^{0,56}, \text{ W/m}^2\text{.độ;} \qquad \text{(V.66)}$$

trong đó $U = G/(2l\ .\ n)$ - mật độ tưới, kg/m.s; G - khối lượng nước tưới, kg/s; l - chiều dài của mỗi đoạn ống, m; n - số ống phía trên cùng (số dãy) ở đây chia cho 2 vì nước chảy theo hai phía của ống.

§8. Cấp nhiệt khi có khuấy trộn

39. Hệ số cấp nhiệt trong các thiết bị có ống xoắn hoặc vỏ bọc ngoài khi có khuấy trộn bằng cánh khuấy mái chèo tính theo công thức sau:

$$Nu = C.Re^m.Pr^{0,33}.\left(\frac{\mu}{\mu_t}\right)^{0,14}; \qquad \text{(V.67)}$$

trong đó $Nu = \dfrac{\alpha.D}{\lambda}$; $Re = \dfrac{\rho.n.d^2}{\mu}$; $Pr = \dfrac{C_p.\mu}{\lambda}$; α - hệ số cấp nhiệt, W/m^2.độ;

D - đường kính của thiết bị, m; λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng, W/m.độ, ρ - khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m^3; n - số vòng quay của cánh khuấy trong một giây, vg/s; d - đường kính của cánh khuấy, m; C_p - nhiệt dung riêng đẳng áp, J/kg.độ; μ_t - độ nhớt của chất lỏng ở nhiệt độ của bề mặt truyền nhiệt; μ - độ nhớt của chất lỏng ở nhiệt độ trung bình $t_{tb} = 0{,}5\ (t_t + t_d)$; đối với thiết bị vỏ bọc ngoài: $C = 0{,}36$, $m = 0{,}67$; đối với ống xoắn: $C = 0{,}87$, $m = 0{,}62$.

Các thông số vật lý lấy theo nhiệt độ trung bình của chất lỏng.

Công thức (V.67) thành lập từ thí nghiệm với $d = 0,6D$; $D_x = 0,8D$, $H_x = 0,48D$ và $D < 300$mm; D_x, H_x - đường kính và chiều cao của vòng xoắn.

§9. Cấp nhiệt khi chuyển động tự do (đối lưu tự nhiên)

40. Công thức tính toán không xét đến hướng của dòng nhiệt có dạng tổng quát sau (trong không gian vô hạn):

$$Nu = C.(Gr.Pr)^n; \qquad (V.68)$$

công thức này sử dụng cho chất lỏng và khí khi $Pr \geq 0,7$.

Hệ số C và n phụ thuộc tích số $Gr.Pr$.

Nếu $Gr.Pr \leq 10^{-3}$ (chế độ màng):

$$Nu = \text{const} = 0,5. \qquad (V.69)$$

Nếu $Gr.Pr = 1.10^{-3} \div 500$ (chế độ dòng):

$$Nu = 1,18.(Gr.Pr)^{0,125} \qquad (V.70)$$

Nếu $Gr.Pr = 500 \div 2.10^7$ (chế độ quá độ):

$$Nu = 0,54(Gr.Pr)^{0,25}. \qquad (V.71)$$

Nếu $Gr.Pr > 2.10^7$ (chế độ xoáy):

$$Nu = 0,135\,(Gr.Pr)^{0,33}; \qquad (V.72)$$

trong đó $Nu = \dfrac{\alpha.l}{\lambda}$; $Gr = \dfrac{l^3.\rho^2.\beta.\Delta tg}{\mu^3}$; $Pr = \dfrac{C_p.\mu}{\lambda}$; β - hệ số giãn nở thể tích, 1/độ;

Δt - hiệu số nhiệt độ giữa môi trường lỏng hay khí và bề mặt tường, độ; μ - độ nhớt, N.s/m^2; λ - hệ số dẫn nhiệt của môi trường, W/m.độ; C_p - nhiệt dung riêng đẳng áp, J/kg.độ; l - kích thước chủ yếu, m.

Đối với ống nằm ngang và hình cầu l là đường kính; đối với ống đứng và tấm đứng l là chiều cao; tấm ngang l là cạnh ngắn. Nếu bề mặt truyên nhiệt hướng lên phía trên thì giá trị α phải tăng thêm 30% so với giá trị tính theo công thức (V.69) ÷ (V.72); nếu bề mặt hướng xuống phía dưới thì giảm đi 30%.

Các thông số vật lý trong công thức (V.68) lấy theo nhiệt độ trung bình của màng $t_{tb} = 0,5(t_t + t_d)$; t_t - nhiệt độ trung bình của bề mặt tường tiếp xúc với lỏng, ^oC; t_d - nhiệt độ trung bình của dòng, ^oC.

41. Công thức đơn giản để tính hệ số cấp nhiệt khi không khí chuyển động tự do dùng để tính tổn thất nhiệt ra môi trường xung quanh có dạng:

- đối với bề mặt nằm ngang truyền nhiệt ra phía trên (nắp thiết bị):

$$\alpha = 2,5\,\sqrt[4]{\Delta t},\ \text{W/m}^2.\text{độ}, \qquad (V.73)$$

- đối với bề mặt nằm ngang truyền nhiệt xuống dưới (đáy thiết bị):

$$\alpha = 1,31\,\sqrt[4]{\Delta t},\ \text{W/m}^2.\text{độ}; \qquad (V.74)$$

- đối với tường đứng (thành thiết bị):

$$\alpha = 1{,}98\sqrt[4]{\Delta t},\ \text{W/m}^2.\text{độ}; \qquad (V.75)$$

- đối với ống nằm ngang:

$$\alpha = 1{,}08\sqrt[4]{\frac{\Delta t}{d}},\ \text{W/m}^2.\text{độ}; \qquad (V.76)$$

trong đó Δt - hiệu số nhiệt độ giữa bề mặt tường và không khí xung quanh; d - dường kính của ống, m.

42. Tính hệ số cấp nhiệt có kể đến ảnh hưởng của hướng dòng nhiệt khi chuyển động tự do trong khoảng không gian vô hạn.

Đối với không khí công thức nằm ngang khi $10^3 < Gr.Pr < 10^8$

$$Nu = 0{,}5(Gr.Pr)^{0,25}\left(\frac{Pr}{Pr_t}\right)^{0,25} \qquad (V.77)$$

43. Đối với không khí công thức này đơn giản hơn

$$Nu = 0{,}47.Gr^{0,25}; \qquad (V.78)$$

ở đây kích thước đặc trưng là đường kính ống; nhiệt độ lấy theo nhiệt độ môi trường.

44. Đối với ống đứng và tấm đứng khi $10^3 < Gr.Pr < 10^9$

$$Nu = 0{,}76(Gr.Pr)^{0,25}\left(\frac{Pr}{Pr_t}\right)^{0,25}; \qquad (V.79)$$

khi $(Gr.Pr) > 10^9$

$$Nu = 0{,}15(Gr.Pr)^{0,33}.\left(\frac{Pr}{Pr_t}\right)^{0,25}; \qquad (V.80)$$

trong các công thức (V.79), (V.80) kích thước đặc trưng là chiều cao; nhiệt độ lấy theo nhiệt độ môi trường.

45. Cấp nhiệt khi đối lưu tự nhiên trong không gian hẹp.

Trường hợp chất lỏng chuyển động tự do trong khoảng hẹp, ví dụ, trong các rãnh hẹp, nhiệt lượng truyền qua khe hẹp bằng đối lưu và bức xạ được xác định theo công thức:

$$Q = \frac{\varepsilon_đ.\lambda + \alpha_{bx}.\delta}{\delta}.(t_{t1} - t_{t2}).F,\ \text{W}. \qquad (V.81)$$

Nhiệt lượng truyền qua chỉ bằng đối lưu:

$$Q_đ = \varepsilon_đ.\frac{\lambda}{\delta}.(t_{t1} - t_{t2}).F,\ \text{W}; \qquad (V.82)$$

trong đó α_{bx} - hệ số cấp nhiệt bức xạ, W/m^2.độ; λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng hay khí ở nhiệt độ trung bình của hai mặt tường $t_{tb} = 0{,}5;\ (t_{t1} + t_{t2})$, W/m^2.độ; δ - bề rộng của khe, m; F - bề mặt truyền nhiệt trung bình; $\varepsilon_đ$ - hệ số đối lưu không thứ nguyên, phụ thuộc vào tích số $Gr.Pr$.

Khi $Gr.Pr < 1000$:

$$\varepsilon_đ = 1. \qquad (V.83)$$

Khi $10^3 < Gr.Pr < 10^6$:

$$\varepsilon_d = 0,105\ (Gr.Pr)^{0,3} \tag{V.84}$$

Khi $10^6 < Gr.Pr < 10^{10}$

$$\varepsilon_d = 0,40(Gr.Pr)^{0,2}. \tag{V.85}$$

Kích thước đặc trưng trong các công thức trên là chiều rộng của khe δ (không phụ thuộc hình dạng), các thông số vật lý lấy theo nhiệt độ trung bình số học của chất lỏng.

Để tính toán gần đúng (khi $Gr.Pr > 1000$) có thể chấp nhận:

$$\varepsilon_d = 0,18\ (Gr.Pr)^{0,25}\ . \tag{V.86}$$

§10. Cấp nhiệt khi chất lỏng sôi

a) Các chế độ sôi. Có ba chế độ sôi: sôi nhẹ, sôi sủi bọt và sôi thành màng.

46. Miền sôi nhẹ xuất hiện khi hiệu số nhiệt độ (hiệu số giữa nhiệt độ bề mặt truyền nhiệt chất lỏng và nhiệt độ bão hòa) nhỏ và nhiệt tải riêng thấp, ví dụ, đối với nước ở áp suất thường thì miền sôi nhẹ tồn tại khi hiệu số nhiệt độ không quá 5^oC và nhiệt tải riêng không quá 5800 W/m^2. Đối với miền sôi nhẹ quá trình cấp nhiệt chủ yếu là do chất lỏng chuyển động tự do và hệ số cấp nhiệt xác định theo các công thức của đối lưu tự nhiên. Nếu trong miền sôi nhẹ chất lỏng chuyển động cưỡng bức thì hệ số cấp nhiệt tính theo các công thức chuyển động cưỡng bức.

47. Trong miền sôi sủi bọt quá trình cấp nhiệt được quyết định bởi chuyển động đối lưu của chất lỏng do sự chuyển động mãnh liệt của các bọt bơi từ bề mặt truyền nhiệt lên mặt thoáng, như vậy hệ số cấp nhiệt sẽ tăng khi hiệu số nhiệt độ tăng (vì khi hiệu số nhiệt độ tăng thì cường độ tạo bọt lớn, do đó tốc độ đối lưu cũng lớn). Chế độ sôi sủi bọt tồn tại cho đến khi các bọt hơi hòa với nhau tạo thành lớp màng hơi trên bề mặt truyền nhiệt. Hiện tượng này xuất hiện ở điều kiện nhất định phụ thuộc từng loại chất lỏng.

Trị số của hiệu số nhiệt độ và nhiệt tải riêng ứng với trạng thái bắt đầu xuất hiện lớp màng gọi là trị số tới hạn Δt_{th} và q_{th}:

$$q_{th} = \alpha_{th}.\Delta t_{th}, W/m^2. \tag{V.87}$$

Khi sôi trong thể tích lớn đối với các chất lỏng sạch có tính thấm ướt bề mặt truyền nhiệt, trong điều kiện đối lưu tự nhiên ta có thể xác định q_th theo công thức:

$$q_{th} = 423\ \frac{\lambda^{0,4}.(\rho - \rho')^{0,48}(\rho'.r)^{0,36}T^{0,32}\sigma^{0,21}}{\rho^{0,31}\mu^{0,14}C^{0,08}}\ ; \tag{V.88}$$

trong đó λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng, W/m^2.độ; μ - độ nhớt của chất lỏng, $N.s/m^2$; ρ và ρ' - khối lượng riêng của lỏng và hơi, kg/m^3; r - ẩn nhiệt hóa hơi, J/kg; T - nhiệt độ bão hòa, ^oK; σ - sức căng bề mặt (lỏng - hơi), N/m; C - nhiệt dung riêng của chất lỏng J/kg.độ; các thông số vật lý lấy ở nhiệt độ bão hòa T, nghĩa là ở nhiệt độ tạo thành hơi, xác định từ áp suất chung trên chất lỏng.

Trong công thức (V.88) không tính đến ảnh hưởng của đối lưu cưỡng bức (trường hợp này q_{th} sẽ lớn hơn) và trạng thái bề mặt truyền nhiệt.

Đối với nước sôi ở áp suất thường miền sôi sủi bọt tồn tại trong giới hạn của nhiệt tải q là $5800 \div 1{,}16.10^6$ W/m^2 tương ứng với hiệu số nhiệt độ từ $\Delta t = 5^oC$ đến $\Delta t_{th} = 25^oC$.

Khi tăng áp suất, q_{th} sẽ tăng đến trị số cực đại sau đó giảm dần. Đối với các chất lỏng khác nhau q_{th}, Δt_{th} có trị số khác nhau, ví dụ, đối với benzen cũng ở điều kiện trên $\Delta t_{th} = 47^oC$, $q_{th} = 4{,}65.10^5$ W/m^2.

48. Khi $\Delta t > \Delta t_{th}$ các bọt hơi tạo thành trên bề mặt truyền nhiệt kết dính lại với nhau tạo thành một lớp màng hơi mỏng làm cho chất lỏng không tiếp xúc trực tiếp với bề mặt truyền nhiệt, do đó hệ số cấp nhiệt giảm rất nhanh sau đó gần như không phụ thuộc vào Δt, còn nhiệt tải riêng lúc đầu giảm dần đến một giới hạn nào đó thì lại bắt đầu tăng khi Δt tăng (xem hình V.18).

Trong thực tế thường không ứng dụng chế độ sôi màng.

b) Công thức tính cho chế độ sôi sủi bọt

49. Khi sôi sủi bọt trong thể tích lớn (ở điều kiện đối lưu tự nhiên) đối với các chất lỏng thấm ướt bề mặt đun nóng và áp suất nhỏ hơn áp suất tới hạn, thì α tính theo công thức sau:

$$\alpha = 7{,}77.10^{-2}\left(\frac{\rho'.r}{\rho - \rho'}\right)^{0,033} . \left(\frac{\rho}{\sigma}\right)^{0,333} . \frac{\lambda^{0,75}.q^{0,70}}{\mu^{0,45}.C^{0,117}.T^{0,37}}; \qquad (V.89)$$

các ký hiệu và nhiệt độ giống như công thức (V.88).

Cường độ cấp nhiệt thực tế không phụ thuộc chiều cao của lớp chất lỏng trên bề mặt truyền nhiệt.

Đối với nước công thức trên có dạng đơn giản hơn.

$$\alpha = 0{,}56.q^{0,7}.p^{0,15}, \text{ W/m}^2\text{.độ}; \qquad (V.90)$$

hay

$$\alpha = 0{,}145.\Delta t^{2,33}.p^{0,5}. \text{ W/m}^2\text{.độ}; \qquad (V.91)$$

trong đó p - áp suất tuyệt đối trên mặt thoáng, N/m^2; Δt - hiệu số nhiệt độ của bề mặt truyền nhiệt và của nước sôi, ^oC.

50. Khi sôi sủi bọt trong các ống đứng hoặc trong thể tích lớn tuần hoàn tự nhiên, ứng dụng công thức:

$$Nu = 54 \frac{K^{0,6}}{Pr^{0,3}} ; \qquad (V.92)$$

hoặc

$$\alpha = 780 \frac{\lambda^{1,3}.\rho^{0,5}.\rho^{\ 0,06}.q^{0,6}}{\sigma^{0,5}.r^{0,6}.\rho_0^{0,66}.C^{0,3}.\mu^{0,3}} ; \qquad (V.93)$$

trong đó $Nu = \frac{\alpha}{\lambda}.\sqrt{\frac{\sigma}{\rho.g}}$; $K = \frac{q}{0{,}078.r.\rho'.(\rho_0/\rho')^{1,1}}$; $Pr = \mu C_p/\lambda$; λ - hệ số

dẫn nhiệt của dung dịch (hoặc chất lỏng), W/m.độ; ρ - khối lượng riêng của dung dịch, kg/m^3; ρ' - khối lượng riêng của hơi, kg/m^3; ρ_o - khối lượng riêng của hơi ở áp suất 9,81.10^4 N/m^2; đối với hơi nước ρ_o = 0,579 kg/m^3; σ - sức căng bề mặt, N/m; r - ẩn nhiệt hóa hơi, J/kg; C_p - nhiệt dung riêng của dung dịch, J/kg.độ; μ - độ nhớt của dung dịch, N'.s/m^2; q - nhiệt tải riêng, W/m^2.

Các công thức (V.97) và (V.98) sử dụng trong phạm vi: áp suất tuyệt đối p = 0,1 - 72at; Pr = 0,8 ÷ 100; q = 9000 ÷ 1.150.000 W/m^2.

Khi sôi trong các ống đứng có mức dung dịch thích hợp các công thức (V.92) và (V.93) cho kết quả phù hợp với thực nghiệm.

51. Chiều cao thích hợp của dung dịch khi sôi tuần hoàn trong ống đứng là chiều cao của mức dung dịch sao cho chất lỏng có thể sôi theo toàn bộ chiều cao của ống. Nếu mức chất lỏng thấp quá thì ở phần trên của ống hàm lượng hơi tăng (cản trở truyền nhiệt), nếu mức chất lỏng cao quá thì phần đun nóng dung dịch ở phần dưới của ống tăng lên, cả hai trường hợp đó đều làm cho hệ số cấp nhiệt giảm [40.577].

Mức dung dịch thích hợp đối với các dung dịch có nồng độ khác nhau có thể xác định gần đúng theo công thức kinh nghiệm:

$$\frac{H^*}{H} = 0,26 + 0,0014(\rho - \rho_{nc}); \qquad (V.94)$$

trong đó H^* - chiều cao thích hợp của dung dịch, tính từ đáy ống và xác định theo mức ống thủy, m; H - chiều cao của ống, m; ρ và ρ_{nc} - khối lượng riêng của dung dịch và của nước, kg/m^3.

Các công thức từ (V.89) đến (V.93) áp dụng cho trường hợp sôi đối lưu tự nhiên hoặc tuần hoàn tự nhiên; khi dung dịch sôi có tuần hoàn nhân tạo với q = 30 000 ÷ 46 000 W/m^2, có thể tính theo công thức cấp nhiệt đối lưu cưỡng bức không có thay đổi trạng thái.

$$Nu = 0,021\ Re^{0,8}\ .\ Pr^{0,43}\ . \qquad (V.95)$$

Công thức này tương ứng với công thức (V.40) khi Pr/Pr_t = 1, các ký hiệu xem công thức (V.40).

§11. Cấp nhiệt khi ngưng tụ hơi bão hòa khô không chứa khí không ngưng

52. Quá trình cấp nhiệt khi ngưng hơi bão hòa thường có hai dạng: dạng nước ngưng thấm ướt bề mặt truyền nhiệt tạo thành màng nước ngưng phủ kín bề mặt gọi là ngưng màng, và dạng nước ngưng không thấm ướt bề mặt truyền nhiệt gọi là ngưng giọt, trường hợp này thường xảy ra khi nước ngưng có lẫn dầu mỡ hoặc bề mặt ngưng có lớp dầu mỡ. Cường độ của quá trình ngưng giọt rất lớn so với ngưng màng. Cường độ của quá trình cấp nhiệt khi ngưng phụ thuộc vào tính chất của nước ngưng, tốc độ chuyển động của hơi và chế độ chuyển động của màng nước ngưng, nghĩa là phụ thuộc vào chuẩn số Re_m (Re_m của màng nước ngưng):

$$Re_m = \frac{\omega.\delta.\rho}{\mu} = \frac{G}{\mu}\ ; \qquad (V.96)$$

khi ngưng hơi trên bề mặt thẳng đứng:

$$Re_m = \frac{q.H}{\mu.r} \quad ; \qquad (V.97)$$

khi ngưng hơi phía ngoài các ống nằm ngang (ống nọ xếp trên ống kia);

$$Re_m = \frac{\pi.d.Z.q}{2.\mu.r} \quad ; \qquad (V.98)$$

trong đó ω - tốc độ chảy của màng nước ngưng, m/s; δ - bề dày màng nước ngưng, m; ρ khối lượng riêng của nước ngưng, kg/m^3; μ - độ nhớt của nước ngưng, N.s/m^2; G - lượng nước ngưng ở điểm dưới cùng của bề mặt ngưng, tính theo một đơn vị chiều rộng của bề mặt này, kg/m.s; q - nhiệt tải riêng, W/m^2, H - chiều cao của tường đứng, m; r - ẩn nhiệt ngưng, J/kg; d - đường kính ngoài của ống, m; z - số ống trong một dãy ống (ống nọ xếp trên ống kia).

a) Ngưng hơi bão hòa tinh khiết trên bề mặt đứng

53. Khi tốc độ của hơi nhỏ ($w \leq 10$ m/s, chính xác hơn khi $\rho'.\omega'^2 \leq 30$) và màng nước ngưng chuyển động dòng ($Re_m < 100$) hệ số cấp nhiệt α đối với ống thẳng đứng được tính theo công thức sau:

$$Nu = 1,15\ (Ga.Pr.K)^{1/4}; \qquad (V.99)$$

trong đó $Nu = \frac{\alpha H}{\lambda}$ - chuẩn số Nuyxen;

$Ga = \frac{H^3.\rho^2.g}{\mu^2}$ - chuẩn số Galilê của nước ngưng;

$Pr = \frac{C_p.\mu}{\lambda}$ - chuẩn số Pran của nước ngưng;

$K = \frac{r}{C_p.\Delta t}$ - chuẩn số ngưng.

ở đây α - hệ số cấp thiết, W/m^2.độ; H - chiều cao ống, m; λ - hệ số dẫn nhiệt của nước ngưng W/m.độ; ρ - khối lượng riêng của nước ngưng, kg/m^3; μ - độ nhớt của nước ngưng, N.s/m^2; ρ - khối lượng riêng của nước ngưng, kg/m^3; μ - độ nhớt của nước ngưng N.s/m^2; C_p - nhiệt dung riêng của nước ngưng, J/kg.độ; r - ẩn nhiệt ngưng, J/kg; $\Delta t = t_n - t$ - hiệu số giữa nhiệt độ ngưng (nhiệt độ bão hòa) và nhiệt độ phía mặt tường tiếp xúc với hơi ngưng, độ.

Công thức (V.99) có thể biểu thị qua α như sau:

$$\alpha = 1,15\ \sqrt[4]{\frac{r.\rho^2.g.\lambda^3}{\mu.\Delta t.H}} \quad , \text{W/m}^2.\text{độ}; \qquad (V.100)$$

hay

$$\alpha = 2,04A.\ \sqrt[4]{\frac{r}{\Delta t H}} \quad , \quad \text{W/m}^2.\text{độ}; \qquad (V.101)$$

trong đó $A = (\frac{\rho^2\lambda^3}{\mu})^{0,25}$, đối với nước giá trị A phụ thuộc vào nhiệt độ màng t_m như sau:

t_m, ^oC	0	20	40	60	80	100	120	140	160	180	200
A	104	120	139	155	169	179	188	194	197	199	199

Khi tính toán theo các công thức (V.99) ÷ (V.101) chú ý là ẩn nhiệt ngưng tụ r lấy theo nhiệt độ hơi bão hòa, còn để tính các thông số của nước ngưng thì lấy theo nhiệt độ màng $t_m = 0,5\ (t_t + t_{bh})$; t_t - nhiệt độ bề mặt tường, ^oC; t_{bh} - nhiệt độ hơi bão hòa, ^oC.

54. Khi tốc độ hơi nhỏ, màng nước ngưng chảy hỗn hợp (phía trên chảy dòng, phía dưới chảy xoáy), $Re_m > 100$ và Pr của nước ngưng bằng 0,6 - 5, giá trị α khi hơi ngưng trên ống thẳng đứng là:

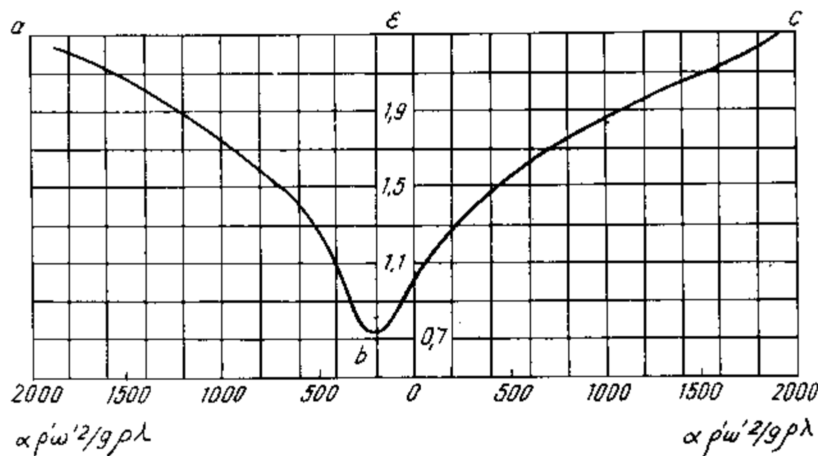
$$\alpha = \lambda\ (\frac{g.\rho^2}{\mu^2})^{1/3} . \frac{0,16Pr^{1/3}Re_m}{Re_m + 63Pr^{1/3} - 100}; \qquad (V.102)$$

các ký hiệu xem công thức (V.99).

55. Khi tốc độ hơi lớn ($\omega' > 10$m/s, chính xác hơn là khi $\rho'.\omega'^2 > 30$) thì:

- Nếu hơi chuyển động từ trên xuống cường độ cấp nhiệt tăng do đó khi tính theo công thức (V.99), (V.100) ta có dư bề mặt truyền nhiệt.

- Nếu hơi chuyển động từ dưới lên thì khi tốc độ hơi nhỏ hơn 25m/s cường độ cấp nhiệt giảm và khi tốc độ hơi ≥ 25m/s cường độ cấp nhiệt tăng, do đó tính hệ số cấp nhiệt α theo công thức (V.99), (V.100) ta sẽ có giá trị α thực tế bé hơn (khi $\omega' < 25$m/s) và α thực tế lớn hơn (khi $\omega' \geq 25$m/s).



Hình V.18. Hệ số hiệu chính ε khi lớp màng chảy dòng theo tường thẳng đứng: ab - hơi đi từ dưới lên, bc - hơi đi từ trên xuống

Ảnh hưởng của tốc độ hơi lên hệ số cấp nhiệt sẽ tăng khi tăng áp suất. Chính xác hơn trong điều kiện tốc độ hơi trung bình (khi $\rho'\omega'^2 > 30$) ta xác định hệ số cấp nhiệt α theo công thức sau:

$$\alpha_{cd} = \varepsilon\alpha; \qquad (V.103)$$

trong đó α_{cd} - hệ số cấp nhiệt của hơi chuyển động; α - hệ số cấp nhiệt tính theo công thức (V.99), (V.100) hoặc (V.101); ε - hệ số hiệu chính, đối với màng chảy dòng (Re_m < 100) ε có quan hệ:

$$\varepsilon = f(\alpha\rho'\omega'^2/g\rho\lambda) \qquad (V.104)$$

Đối với các loại hơi bão hòa ε được xác định bằng đồ thị trên hình V.18.

56. Khi màng chảy xoáy (Re_m > 100), ε tính theo công thức:

$$\varepsilon = 1 + 0,013\left(\frac{\rho'}{\rho}\right)^{1/2} \cdot \frac{\omega'}{(g.\nu)^{1/3}} \qquad (V.105)$$

Tốc độ ω' tính theo công thức sau:

$$\omega' = \sqrt{\frac{\omega'^2_1 + \omega'_1.\omega'_2 + \omega'^2_2}{3}} \qquad (V.106)$$

trong đó ν - độ nhớt động học của nước ngưng, m^2/s; ω'_1, ω'_2 - tốc độ của hơi ở cửa vào và cửa ra khỏi thiết bị ngưng tụ, m/s; ρ, ρ' - khối lượng riêng của nước ngưng và của hơi kg/m^3.

b) Ngưng hơi tinh khiết ở mặt ngoài ống nằm ngang

57. Khi hơi ngưng trên một ống nằm ngang hay các ống của dãy trên cùng trong chùm ống, nếu Pr > 0,5 và Re_m < 50 (của nước ngưng) thì phương trình có dạng:

$$Nu = 0,72\ (Ga.Pr.K)^{0,25}; \qquad (V.110)$$

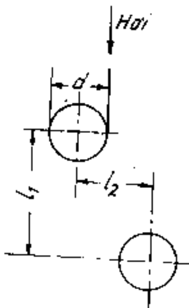
ở đây kích thước hình học là đường kính ngoài của ống, các chuẩn số xem (V.99).

Từ công thức (V.107) đổi sang dạng quan hệ của hệ số cấp nhiệt α:

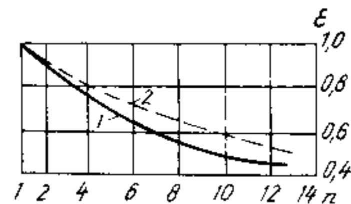
$$\alpha = 1,28\sqrt[4]{\frac{r.\rho^2.\lambda^3}{\mu.\Delta t.d}} = 1,28A\left(\frac{r}{\Delta t.d}\right)^{0,25}; \qquad (V.111)$$

d - đường kính ngoài; A - xem công thức (V.101).

58. Hơi ngưng tinh khiết bên ngoài chùm ống nằm ngang



Hình V.19. Sơ đồ bố trí ống trong thiết bị ngưng tụ



Hình V.20. Sự phụ thuộc của ε vào số ống trong một dãy thẳng đứng; 1- xếp thẳng hàng; 2- xếp xen kẽ (l_1 = 0,5d; l_2 = 0,45d)

Khi hơi ngưng bên ngoài chùm ống nằm ngang thì chiều dày màng nước ngưng ở các ống phía dưới sẽ tăng lên do từ các ống trên chảy xuống, đồng thời tốc độ của hơi sẽ giảm đi vì đã được ngưng một phần, do đó hệ số cấp nhiệt ở các dãy dưới sẽ giảm. Sơ đồ bố trí ống xem **hình V.19**. Khi xếp thẳng hàng $l_2 = 0$, kích thước l_1 thực tế không ảnh hưởng đến hệ số cấp nhiệt. Nếu chênh lệch nhiệt độ trên các ống như nhau (hơi không lẫn với khí không ngưng) thì hệ số cấp nhiệt trung bình của chùm ống có thể ước tính theo công thức:

$$\alpha_{ch} = \varepsilon.\alpha; \qquad \text{(V.109)}$$

trong đó α - tính theo (V.107); ε - hệ số phụ thuộc vào cách bố trí ống và số ống trong mỗi dãy thẳng đứng, tính trung bình cho cả chùm ống, trị số của ε được xác định bằng đồ thị hình V.20.

c) Ngưng hơi tinh khiết ở trong ống nằm ngang và ống xoắn

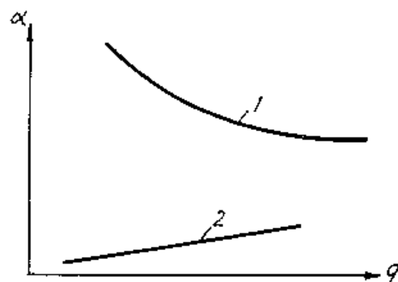
59. Vấn đề ngưng hơi ở trong ống nằm ngang và ống xoắn chưa được nghiên cứu đầy đủ, do đó chưa có công thức tính chính xác.

Dạng chung về quan hệ giữa q và α đối với hơi ngưng ở ngoài và trong ống nằm ngang thể hiện trên hình V.21, qua đồ thị ta thấy ngưng ở ngoài ống và trong ống rất khác nhau: ở ngoài ống hệ số cấp nhiệt giảm khi tăng nhiệt tải riêng q, còn ở trong ống thì ngược lại hệ số cấp nhiệt tăng khi tăng q.

60. Để tính toán gần đúng có thể ứng dụng phương trình sau:

$$Nu = CRe_k^{0,5}\left(\frac{g.\rho^2.d^2}{\sigma.\rho'}\right)^{0,3}.\left(\frac{l}{d}\right)^{0,35}; \qquad \text{(V.110)}$$

trong đó $Nu = \dfrac{\alpha.d}{\lambda}$; $Re_k = \dfrac{q.d}{r.\mu}$; d - đường kính trong của ống, m; λ - hệ số dẫn nhiệt của nước ngưng, W/m^2.độ; q - nhiệt tải riêng, W/m^2; r - ẩn nhiệt ngưng, J/kg; μ - độ nhớt của nước ngưng, N.s/m^2 ρ, ρ' - khối lượng riêng của nước ngưng và của hơi, kg/m^3; σ - sức căng bề mặt N/m; g - gia tốc trọng trường, m/s^2.



Hình V.21. Sự phụ thuộc $\alpha = f\ (q)$ khi hơi ngưng tụ bên ngoài (1) và bên trong (2) của ống nằm ngang

Hệ số C phụ thuộc trạng thái của bề mặt ngưng, không hoặc có khí không ngưng và những yếu tố khác. Đối với ống thép khi ngưng hơi nước, với trị số của $q = 2300 - 140000$ W/m^2, $l/d = 50 - 225$ và $C = 1,26$ thì hệ số α tính theo công thức (V.110) phù hợp với kết quả thực nghiệm, khi ngưng benzen và toluen thì $C = 0,89$. Khi ngưng hơi trong ống xoắn, hệ số cấp nhiệt có thể tính gần đúng theo công thức (V.110). Chiều dài ống xoắn không được lớn quá vì khi đó nước ngưng sẽ tập trung ở phần cuối ống làm giảm α, hiệu số nhiệt độ hữu ích cũng giảm vì áp suất hơi giảm. Thực tế khi đun nóng nước bằng hơi đi trong ống xoắn, tốc độ hơi không được quá 30 m/s; khi hiệu số nhiệt độ trung bình $\overline{\Delta t} = 30 - 40$°C, trị số l/d giới hạn (l - chiều dài của mỗi ống xoắn) phụ thuộc áp suất của hơi như sau:

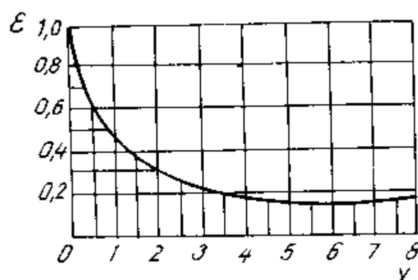
p, at	5	3	1,5	0,8	0,5
(l/d)max	275	225	175	125	100

khi $\overline{\Delta t}$ có trị số khác (đối với trường hợp đun nóng nước) thì trị số l/d cần phải nhân thêm hệ số $6/\sqrt{\Delta t}$.

d) Ngưng hơi có lẫn khí không ngưng

61. Nếu hơi có chứa không khi hoặc khí không ngưng thì hệ số cấp nhiệt cũng tính theo hơi bão hòa nguyên chất rồi nhân với hệ số hiệu chỉnh ε.

Hệ số ε phụ thuộc vào nồng độ của khí không ngưng Y tính bằng kg không khí/kg hơi. Quan hệ giữa ε và Y đối với hơi không chuyển động xem hình V.22. Khí ngưng hơi có lẫn khí không ngưng hoặc ngưng một phần hỗn hợp hơi gồm nhiều cấu tử, thành phần của pha hơi thay đổi liên tục, nhiệt độ cũng thay đổi (giảm dần) theo thời gian thì việc tính bề mặt truyền nhiệt khá phức tạp và cần xem trong các tài liệu chuyên môn.



Hình V.22. Sự phụ thuộc $\varepsilon = f\ (Y)$

e) Ngưng hơi quá nhiệt

62. Nếu nhiệt độ của bề mặt truyền nhiệt cao hơn nhiệt độ bão hòa hơi sẽ không ngừng, hệ số cấp nhiệt tính như làm nguội khí.

Nếu nhiệt độ của bề mặt truyền nhiệt thấp hơn nhiệt độ bão hòa thì hơi quá nhiệt sẽ ngưng và tính toán theo các công thức trên nhưng ẩn nhiệt ngưng tính theo công thức.

$$r' = r = C'_p\ (t' - t_{bh}), \qquad \text{(V.111)}$$

trong đó r - ẩn nhiệt ngưng, J/kg; C'_p - nhiệt dung riêng của hơi quá nhiệt, J/kg.độ; t' - nhiệt độ ban đầu của hơi quá nhiệt; ^oC; t_{bh} - nhiệt độ hơi bão hòa, ^oC.

Hiệu số nhiệt độ Δt ở trong các công thức tính hệ số cấp nhiệt α vẫn tính bằng hiệu số nhiệt độ của hơi bão hòa và bề mặt tường.

§12. Truyền nhiệt trực tiếp giữa hai môi trường

a) Truyền nhiệt khi tiếp xúc trực tiếp giữa chất lỏng và khí

63. Trong trường hợp này thường là truyền nhiệt có kèm theo chuyển khối. Javoronkov và Fume đã đưa ra công thức tổng quát để xác định hệ số truyền nhiệt từ không khí chưa bão hòa đến nước trong tháp đệm. Các tác giả đã rút ra công thức khi làm nguội không khí bằng nước lạnh từ nhiệt độ 75 - 80^oC đến nhiệt độ 2 - 20^oC với mật độ tưới là 3,5 ÷ 10 m^3/m^2h. Công thức tổng quát có dạng sau:

$$K_i = 0{,}01Re'^{0,7}.Re^{0,7}.Pr^{0,33}; \qquad \text{(V.112)}$$

trong đó $K_i = \dfrac{K.d_{td}}{\lambda'}$ - chuẩn số Kiêcpisev; $Re' = \dfrac{4\omega\rho'}{\sigma\mu'}$ - chuẩn số Râynôn của khí;

$Re = \frac{4L}{\sigma\mu}$ - chuẩn số Râynôn của lỏng; $P'_r = \frac{C'_p\mu'}{\lambda'}$ - chuẩn số Pran của khí;

K - hệ số truyền nhiệt từ khí đến lỏng, W/m^2.độ; $d_{td} = \frac{4.V_{td}}{\sigma}$ - đường kính tương đương của đệm, m; V_{td} - thể tích tự do của lớp đệm, m^3/m^3; σ - bề mặt riêng của đệm, m^2/m^3; λ' - hệ số dẫn nhiệt của khí, W/m.độ; ω' - tốc độ khí tính theo toàn tiết diện tháp, m/s; ρ' - khối lượng riêng của khí, kg/m^3; μ', μ - độ nhớt của khí và lỏng, N.s/m^2; L - mật độ tưới của tháp, kg/m^{2}s; C'_p - nhiệt dung riêng đẳng áp của khí, J/kg.độ.

64. Khi làm nguội nước (nước chảy thành màng trong các ống, rãnh) bằng không khí (P'_r = 0,63) ta có:

$$Nu' = 0,019\,(Re')^{0,83}. \qquad (V.113)$$

b) Truyền nhiệt khi tiếp xúc trực tiếp giữa khí và các hạt rắn

65. Truyền nhiệt khí tiếp xúc trực tiếp giữa lớp hạt rắn và khí phụ thuộc trạng thái của lớp hạt: lớp hạt không chuyển động và lớp hạt ở trạng thái lơ lửng và lỏng giả. Với mỗi trường hợp có công thức riêng.

66. Lớp hạt không chuyển động. Có khá nhiều công thức thực nghiệm để xác định hệ số cấp nhiệt trong lớp hạt không chuyển động. Các công thức đó được thiết lập trên cơ sở thừa nhận khí phân bố đều trong lớp hạt. Thực tế khó mà đạt được điều đó và mỗi một công thức chỉ có thể hợp với điều kiện phân bố khí trong khi tiến hành thực nghiệm.

Trên cơ sở thực nghiệm một số tác giả đã đưa ra công thức tính toán đối với đệm (hạt) phi kim loại như sau khi Re = 50 - 2000:

$$Nu = 0,123\,Re^{0,83}; \qquad (V.114)$$

trong đó $Re = \omega'.d_{td}/\nu$; $\omega' = \omega/\varepsilon_o$; $d_{td} = 4.\varepsilon_o/S$; ε_o - độ xốp của lớp hạt nằm yên; ω - tốc độ khí tính theo toàn bộ mặt cắt ngang của thiết bị; S - tổng diện tích bề mặt của hạt trong một đơn vị thể tích của lớp hạt.

67. Lớp hạt chuyển động ở trạng thái lỏng giả hay lơ lửng. Trong lớp hạt chuyển động ta phân biệt lớp lỏng giả(1) và lớp lơ lửng(2).

Hệ số cấp nhiệt của các hạt ở lớp lỏng giả (tầng sôi) chỉ có thể xác định phỏng chừng vì mấy nguyên nhân sau:

- khó xác định bề mặt trao đổi nhiệt thực, nhất là đối với các hạt có hình dạng không chính tắc, không phải toàn bộ bề mặt của các hạt đều tham gia vào quá trình trao đổi nhiệt;

- không thể xác định nhiệt độ chính xác của hạt đang chuyển động hỗn loạn trong lớp hạt.

(1) Trong phạm vi tốc độ khí gần tốc độ tới hạn.
(2) Trong phạm vi tốc độ khí gần tốc độ phụt.

Hiện nay có khá nhiều công trình nghiên cứu cấp nhiệt trong lớp lỏng giả (tầng sôi).

Để ước tính ta có thể dùng các công thức đơn giản thể hiện quan hệ $Nu = f(Re)$, ví dụ dùng công thức sau:

$$Nu = 0{,}00125Re^{1,46} . \qquad (V.115)$$

Tính theo công thức này ta có thừa bề mặt trao đổi nhiệt.

Khi mặt cắt ngang của thiết bị không đổi (trạng thái tầng sôi) một số tác giả đưa ra công thức tổng quát sau:

$$Nu = 0{,}25Re.\frac{d}{h_0}; \qquad (V.116)$$

trong đó $Nu = \alpha d/\lambda'$; $Re = \omega d/\nu$; α - hệ số cấp nhiệt, W/m^2.độ; d - đường kính hạt, m; λ' - hệ số dẫn nhiệt của khí, W/m.độ; ω - tốc độ khí tính cho toàn bộ mặt cắt thiết bị, m/s; ν - độ nhớt động học của khí, m^2/s; h_0 - chiều cao của lớp hạt nằm yên, m.

Đặc trưng của lớp lơ lửng là nồng độ thể tích của các hạt trong lớp bé. Thực tế là các hạt không tiếp xúc nhau, dòng khí chuyển động xoáy, cho nên có thể coi là nhiệt độ không thay đổi theo mặt cắt của lớp. Vì vậy vấn đề phân bố khí đều hay không cũng chẳng có ảnh hưởng đến việc thực nghiệm xác định hệ số trao đổi nhiệt.

Trong trường hợp này ta có thể dùng các công thức sau đây để xác định hệ số trao đổi nhiệt:

$$Nu = 0{,}62\ Re^{0,5} \text{ khi } Re = 150 - 30000; \qquad (V.117)$$

$$Nu = 2 + 0{,}16\ Re^{0,67} \text{ khi } Re < 150; \qquad (V.118)$$

ở đây kích thước hình học xác định là đường kính hạt (thực nghiệm với hạt hình cầu), các thông số vật lý của khí lấy theo nhiệt độ bề mặt hạt.

c) Truyền nhiệt của kim loại lỏng

68. Hệ số cấp nhiệt của kim loại lỏng khi $200 < Pe < 10000$:

$$Nu = 5 + 0{,}016\left(\frac{dGc}{\mu}\right)^{0,8} \qquad (V.119)$$

trong đó $Pe = d\omega/a$ - chuẩn số Pêcơle; $Nu = \alpha.d/\lambda$; d - đường kính ống, m; ω - tốc độ dòng, m/s; a - hệ số dẫn nhiệt độ, m^2/s; α - hệ số cấp nhiệt, W/m^2.độ; μ - độ nhớt của dòng, N.s/m^2; C - nhiệt dung riêng, J/kg.độ; G - tốc độ tính theo khối lượng, kg/m^2.s

69. Ở chế độ chảy dòng hoặc chảy quá độ ($20 < Pe < 200$):

$$Nu = 1{,}7\left(\frac{d.G.c}{\mu}\right)^{1/3} - 3{,}9; \qquad (V.120)$$

các ký hiệu như (V.119).

Sai số của hai phương trình (V.119) và (V.120) không quá 20%.

70. Đối với trường hợp dòng chảy dọc bên ngoài ống khi $10 < Pe < 10^5$ và $1,37 < \frac{t}{d} < 10$ tính hệ số cấp nhiệt theo công thức:

$$Nu = 7 + 0,027\left(\frac{d_{td}.G.c}{\lambda}\right)^{0,8}\left(\frac{t}{d}\right)^{0,27} + 3,8\left(\frac{t}{d}\right)^{1,52}; \qquad (V.121)$$

trong đó $Nu = \frac{\alpha d_{td}}{\lambda}$; d_{td} - đường kính tương đương ở phía ngoài ống, m; t - bước ống, m; các ký hiệu còn lại xem (V.119).

§13. Truyền nhiệt bằng bức xạ nhiệt

71. Nhiệt năng q_{bx} do vật nóng bức xạ được xác định bằng định luật - Bônzơman (đối với vật đen tuyệt đối):

$$q_{bx} = \sigma.T^4 = C.\left(\frac{T}{100}\right)^4, \ W/m^2; \qquad (V.122)$$

trong đó σ - hằng số bức xạ; T - nhiệt độ vật thể nóng, °K; C - hệ số bức xạ. Đối với vật đen tuyệt đối:

$$C_o = 5,7 \ W/m^2.{}^oK^4; \qquad (V.123)$$

hệ số bức xạ C_o của vật đen không phụ thuộc nhiệt độ của nó, còn hệ số bức xạ của vật xám phụ thuộc vào nhiệt độ của nó và $C < C_o$

72. Đối với vật xám công thức (V.122) có dạng:

$$q_{bx} = \varepsilon.C_o\left(\frac{T}{100}\right)^4 = \varepsilon.5,7\left(\frac{T}{100}\right)^4, \ W/m^2; \qquad (V.124)$$

trong đó ε - độ đen của vật liệu, cho trong bảng V.4.

73. Bức xạ nhiệt giữa hai vật rắn

Công thức chung để tính trao đổi nhiệt bức xạ giữa hai vật rắn:

$$Q_{bx} = 5,7.\varepsilon_{1-2}.F.[(T_1/100)^4 - (T_2/100)^4]^{-1}, W; \qquad (V.125)$$

trong đó T_1 - nhiệt độ của vật thể nóng °K; T_2 - nhiệt độ của vật thể nguội, °K; F - bề mặt bức xạ, m²; ε_{1-2} - độ đen của hệ, phụ thuộc độ đen của hai vật thể và vị trí tương hỗ của chúng.

Bảng V.4. **Độ đen ε của một số vật liệu [40.594]**

Vật liệu	Nhiệt độ, °C	ε
a) Các kim loại và oxit kim loại:		
Bạc nguyên chất, đánh bóng	225 - 625	0,0198 - 0,0324
Bạch kim dây	225 - 1375	0,073 - 0,182
Bạch kim tấm (băng)	925 - 1115	0,12 - 0,17
Bạch kim sợi	25 - 1230	0,036 - 0,192

Tiếp bảng V.4

Vật liệu	Nhiệt độ, °C	ε
Chì oxi hóa ở 200°C	200	0,63
Crôm	100 - 1000	0,082 - 0,26
Crôm niken	125 - 1034	0,64 - 0,76
Đồng cháy lỏng	1075 - 1275	0,16 - 0,18
Đồng oxit hóa ở 600°C	200 - 600	0,57 - 0,87
Đồng điện phân đánh bóng	80 - 115	0,018 - 0,023
Đồng vàng cán chưa gia công	22	0,06
Đồng vàng oxi hóa ở 600°C	200 - 600	0,61 - 0,69
Đồng vàng mờ (đục)	50 - 350	0,22
Kẽm gỉ ở 400°C	400	0,11
Kẽm (99,1%) đánh bóng	225 - 325	0,045 - 0,053
Môlipđen sợi	725 - 2600	0,006 - 0,292
Nhôm oxi hóa ở 600°C	200 - 600	0,11 - 0,19
Nhôm đánh bóng	225 - 575	0,039 - 0,057
Nhôm nhám	26	0,055
Niken oxi hóa ở 600°C	200 - 600	0,37 - 0,48
Niken sợi (dây)	185 - 1000	0,096 - 0,186
Đồng oxit	800 - 1100	0,66 - 0,54
Niken oxit	650 - 1255	0,59 - 0,86
Sắt oxit	500 - 1200	0,85 - 0,95
Sắt đánh bóng	425 - 1020	0,144 - 0,377
Sắt gỉ	100	0,736
Sắt mới gia công (bằng bột mài)	20	0,242
Sắt tấm mạ kẽm bóng	28	0,228
Sắt tấm mạ kẽm đã gỉ	24	0,276
Sắt đúc chưa gia công	925-1115	0,87 - 0,95
Thép gỉ ở 600°C	200 - 600	0,80
Thép tấm đã mài	940-1100	0,55 - 0,61
Thép tấm đánh bóng	770 - 1040	0,52 - 0,56
Thiếc	25	0,043 - 0,064
Thủy ngân nguyên chất	0 - 100	0,09 - 0,12
Tôn	25	0,043 - 0,064
Vàng đánh bóng	225 - 635	0,018 - 0,035
b) Các vật liệu phi kim loại:		
Amian cactông	24	0,96
Amian giấy	40 - 370	0,93 - 0,945
Bồ hóng của nến	95 - 270	0,952
Cao su cứng tấm nhẵn	23	0,945
Cao su lưu hóa mềm nhám (tinh chế)	24	0,859
Gạch chịu lửa	-	0,80 - 0,90

Vật liệu	Nhiệt độ, °C	ε
Gạch đinat tráng men nhám	1100	0,85
Gạch đinat nhám	1000	0,80
Gạch thường nhám (không thô lắm)	20	0,93
Gạch samốt tráng men	1100	0,75
Giấy mỏng dán trên tấm kim loại	19	0,924
Giấy nhựa lợp nhà	21	0,91
Men tráng trên/sắt	19	0,897
Nhựa thông đen mờ	75 - 145	0,91
Nước	0-100	0,95 - 0,963
Sơn dầu các màu	100	0,92 - 0,96
Sơn đen bóng phun trên sắt tấm	25	0,875
Sơn đen mờ	40 - 95	0,96 - 0,98
Sơn trắng	40 - 95	0,80 - 0,95
Than sạch (0,9% tro)	125 - 625	0,79 - 0,81
Than sợi	1040 - 1405	0,526
Thạch cao	20	0,903
Vữa vôi nhám	10 - 88	0,91

Đối với một số trường hợp riêng phương trình (V.125) có dạng sau đây.

74. Bức xạ giữa hai bề mặt mà bề mặt này bao quanh bề mặt kia:

$$Q_{bx} = 5,7.\varepsilon_{1-2}.F_1\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right]^{-1}_{,}\text{W}; \qquad \text{(V.126)}$$

trong đó $\varepsilon_{1-2} = \dfrac{1}{\dfrac{1}{\varepsilon_1} + \dfrac{F_1}{F_2}\left(\dfrac{1}{\varepsilon_2} - 1\right)}$ **;** ε_1, F_1 **- độ đen và bề mặt của vật bị bao quanh;**

ε_2, F_2 **- độ đen và bề mặt của vật bao quanh.**

Nếu $F_2 \geq F_1$ **thì** $\varepsilon_{1-2} \approx \varepsilon_1$.

75. Bức xạ giữa hai mặt phẳng song song và bằng nhau ($F_1 = F_2 = F$**) có kích thước lớn hơn khoảng cách giữa chúng rất nhiều:**

$$Q_{bx} = 5,7.\varepsilon_{1-2}.F.\left[\left(\frac{T_1}{100}\right)^4 - \left(\frac{T_2}{100}\right)^4\right], \text{ W}; \qquad \text{(V.127)}$$

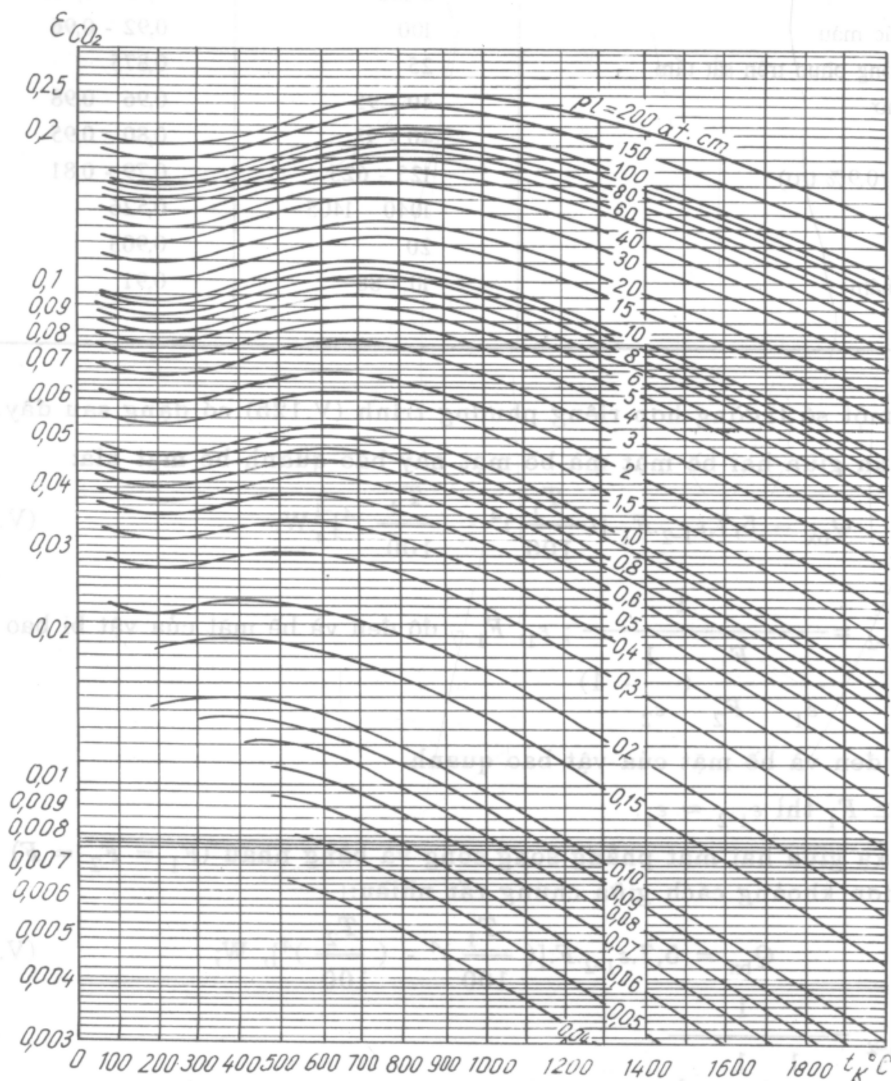
trong đó $\varepsilon_{1-2} = \dfrac{1}{\dfrac{1}{\varepsilon_1} + \dfrac{1}{\varepsilon_2} - 1}$.

76. Đối với các trường hợp hình dạng và vị trí tương hỗ giữa hai bề mặt khác các trường hợp trên thì công thức (V.126) phải nhân thêm hệ số góc φ (xem trong các sách chuyên môn về bức xạ nhiệt).

77. Bức xạ giữa khí và bề mặt vật thể. Khả năng bức xạ và hấp thụ năng lượng bức xạ của các khí có một và hai nguyên tử rất nhỏ, thực tế có thể bỏ qua, còn các khí có ba nguyên tử trở lên thì có khả năng bức xạ (và thu) tương đối lớn, ví dụ CO_2, SO_2, H_2O... Công thức tính nhiệt bức xạ giữa khí và tường:

$$q'_{bx} = 5,7.\varepsilon'_t \left[\varepsilon_k\left(\frac{T_k}{100}\right)^4 - A_k\left(\frac{T_t}{100}\right)^4\right],\ W/m^2 \quad (V.128)$$

trong đó q'_{bx} - nhiệt lượng riêng truyền bằng bức xạ từ khí tới tường, W/m^2; ε'_t



Hình V.23. Độ đen của khí CO_2

- độ đen hiệu dụng của tường khi có bức xạ khí; ε_k - độ đen của khí ở nhiệt độ T_k; A_k - khả năng hấp thụ của khí tính theo nhiệt độ của tường T_t.

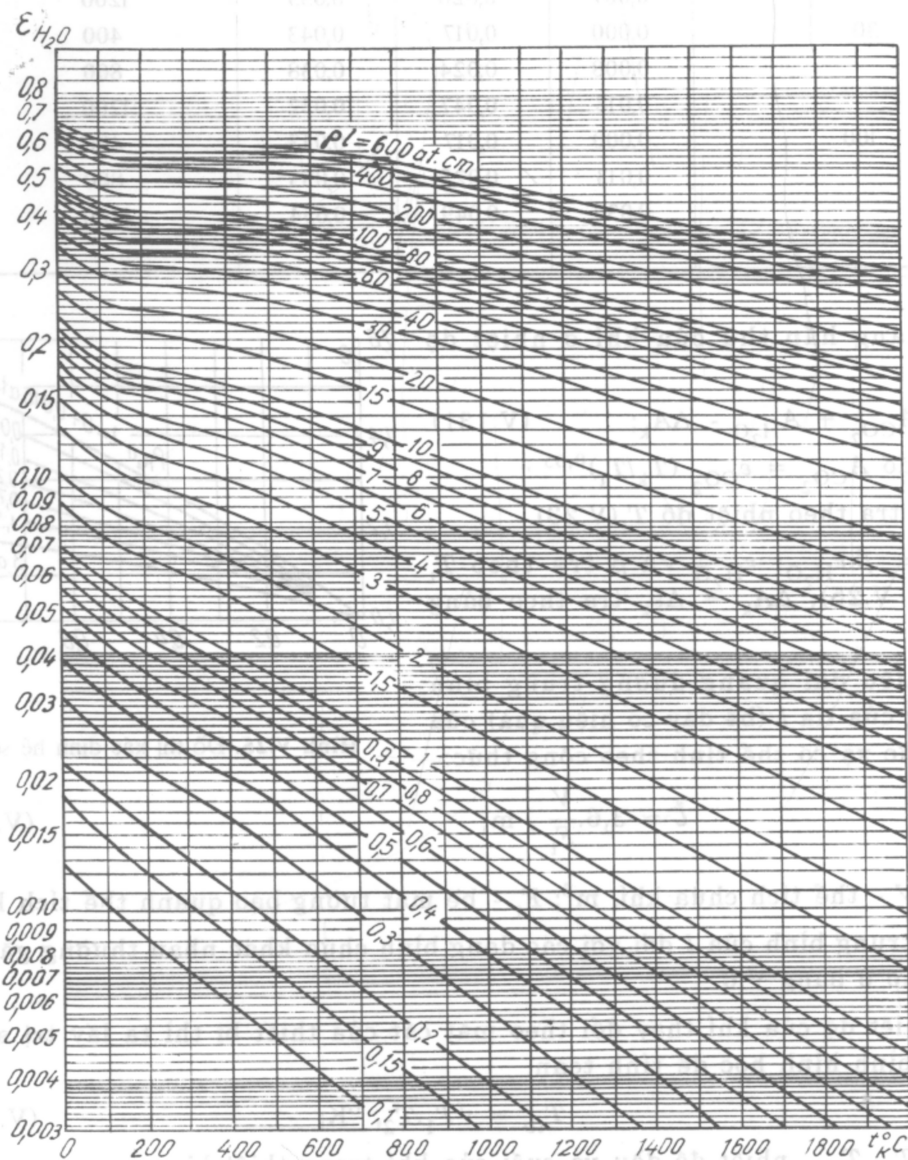
Độ đen $\varepsilon_t = 0,8 \div 1,0$ bằng:

$$\varepsilon'_t \approx 0,5(\varepsilon_t + 1) \qquad (V.129)$$

Độ đen của hỗn hợp khí (đối với các khí không hấp thụ) ở nhiệt độ của khí T_k

$$\varepsilon_k = \varepsilon_{CO_2} + \beta\varepsilon_{H_2O} - \Delta\varepsilon_k ; \qquad (V.130)$$

trong đó ε_{CO_2} - độ đen của khí CO_2, xác định theo hình V.23; ε_{H_2O} - độ đen của hơi nước, xác định theo hình V.24; $\Delta\varepsilon_k$ - hệ số hiệu chỉnh tính đến ảnh hưởng của



Hình V.24. Độ đen của hơi nước

bức xạ và hút lẫn nhau của CO_2 và H_2O, xác định theo bảng V.5; β - hệ số hiệu chỉnh, phụ thuộc vào áp suất riêng phần của hơi nước, xác định theo hình V.25.

Bảng V.5. **Trị số $\Delta\varepsilon_k$ (tính) [40.597]**

$P_{CO2}\,l$, at.cm	$P_{H2O}\,l$, at.cm			t, °C
	5	30	100	
5	0,000	0,014	0,034	400
	0,003	0,012	0,018	800
	0,007	0,020	0,035	1200
30	0,000	0,017	0,043	400
	0,008	0,024	0,038	800
	0,018	0,047	0,032	1200
100	0,000	0,017	0,043	400
	0,013	0,025	0,033	800
	0,030	0,049	0,054	1200

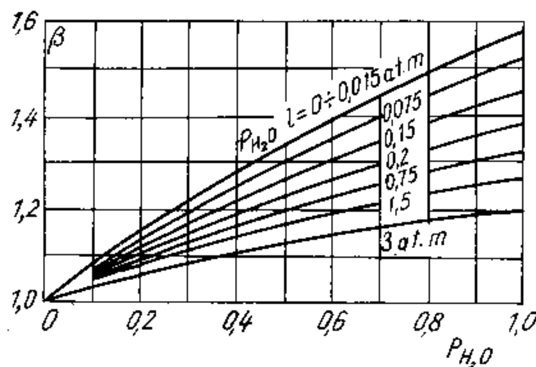
Khả năng hấp thụ của khí ở nhiệt độ tường T_t.

$A_k = A_{CO_2} + A_{H_2O} - \Delta A_k$; (V.131)

trong đó $A_{CO_2} = \varepsilon_{CO_2}\,(T_k/T_t)^{0,65}$;

ε_{CO_2} - tra theo nhiệt độ T_t(V.23)

$A_{H_2O} = \beta.\varepsilon_{H_2O}$; ε_{H_2O} và β tra theo T_t (V.24) và V.25); $\Delta A_k = \Delta\varepsilon_k$ tra theo bảng V.5.



Hình V.25. Đồ thị xác định hệ số β

78. Chiều dài quãng đường trung bình hiệu dụng của tia l (bề dày có hiệu quả) của lớp khí bức xạ có thể tính theo công thức:

$$l \approx 3,6.\frac{V}{F_t}\text{, m;} \qquad \text{(V.132)}$$

trong đó V - thể tích chứa khí, m³; F_t - bề mặt tường bao quanh thể tích khí, m².

Trị số trung bình của l đối với các dạng bình chứa khác nhau thường gặp trong thực tế cho ở bảng V.6.

Nếu nhiệt độ của khí thay đổi theo mặt cắt của thiết bị thì ta lấy trị số nhiệt độ trung bình hình học để tính toán.

$$T_{tb} = \sqrt{T_1.T_2}\text{, °K;} \qquad \text{(V.133)}$$

trong đó T_1, T_2 - nhiệt độ đầu và cuối của khí trong thiết bị.

79. Trao đổi nhiệt phức tạp (bức xạ và đối lưu cùng xảy ra).

Trường hợp này hệ số cấp nhiệt chung bằng tổng của hệ số cấp nhiệt bức xạ và đối lưu.

$$\alpha = \alpha_d + \alpha_b, \text{ W/m}^2\text{.độ}; \qquad (V.134)$$

Bảng V.6. **Bề dày có hiệu quả của lớp bức xạ trong các thiết bị có hình dạng khác nhau [40.600]**

Hình dạng thiết bị	l
Hình cầu đường kính D	$0{,}60D$
Hình khối lập phương cạnh a	$0{,}60a$
Hình trụ dài vô tận đường kính D, bức xạ vào trong	$0{,}9D$
Hình trụ chiều dài $L = D$ bức xạ vào trong	$0{,}77D$
Hình trụ, $L = D$ bức xạ lên bề mặt tường bên.	$0{,}60D$
Hai mặt phẳng song song vô cùng lớn khoảng cách giữa hai mặt là δ	$1{,}8\delta$
Bên ngoài chùm ống, các ống có đường kính d (bước ống theo dãy t_1 theo hàng t_2 và chiều dài ống $l > d$):	
- khi $\frac{t_1 + t_2}{d} \le 7{,}0$	$(1{,}87.\frac{t_1 + t_2}{d} - 4{,}1)\, d$
- khi $7 < \frac{t_1 - t_2}{2} < 13$	$(2.82.\frac{t_1 + t_2}{d} - 10{,}6)\, d$

trong đó α_d, α_b - hệ số cấp nhiệt bằng đối lưu và bằng bức xạ. Theo (V.125) ta có:

$$\alpha_b = \frac{Q_{bx}}{F.(T_1 - T_2)} = 5{,}7.\varepsilon_{1-2}\,\frac{[(\frac{T_1}{100})^4 - (\frac{T_2}{100})^4]}{(T_1 - T_2)}, \quad \frac{\text{W}}{\text{m}^2\text{.độ}}. \qquad (V.135)$$

80. **Tổn thất nhiệt ra môi trường xung quanh.** Ước tính hệ số cấp nhiệt chung từ bề mặt thiết bị đặt trong nhà kín ra môi trường xung quanh khi nhiệt độ mặt ngoài của thiết bị $t_{t_2} = 50 \div 350^oC$ theo công thức sau:

$$\alpha = 9{,}3 + 0{,}058t_{t2}, \text{ W/m}^2\text{.độ}. \qquad (V.136)$$

Bề dày của lớp cách nhiệt bọc các ống dẫn trong điều kiện cấp nhiệt ra không khí chuyển động tự do, nhiệt độ môi trường xung quanh khoảng 20^oC có thể tính theo công thức sau:

$$\delta = 2{,}8.\frac{d_2^{1,2}.\lambda^{1,35}.t_{t2}^{1,3}}{q_1^{1,5}}, \text{ mm}; \qquad (V.137)$$

trong đó d_2 - đường kính ngoài của ống dẫn (không kể lớp cách nhiệt), mm; λ - hệ số dẫn nhiệt của chất cách nhiệt, W/m.độ; t_{t_2} - nhiệt độ mặt ngoài của ống dẫn bằng kim loại chưa kể lớp cách nhiệt, °C, (khi cấp nhiệt từ trong ống ra đối với bơi nước bão hòa hoặc chất lỏng nóng thì có thể bỏ qua nhiệt trở của tường, coi nhiệt độ t_{t_2} bằng nhiệt độ của hơi bão hòa hoặc chất lỏng nóng); q_1 - nhiệt tổn thất tính theo một mét chiều dài của ống dẫn, W/m. Có thể chọn đại lượng q_1 theo bảng V.7.

Bảng V.7. **Mức tổn thất nhiệt q_1 cho các bề mặt đã có lớp cách nhiệt khí nhiệt độ của không khí là 25°C [40.605]**

Các số liệu trong bảng này đối với ống tính theo W/m (cho 1 m chiều dài ống) với mặt phẳng; mặt cong - W/m^2 (cho 1 m^2 bề mặt).

Đường kính ngoài của lớp cách nhiệt, mm	Nhiệt độ của chất tải nhiệt, °C											
	50	75	100	150	200	250	300	350	400	450	500	550
48	-	33,7	46,5	71	95,3	120	145	170	194	218	244	268
57	25,6	39,6	52,4	75,6	99	122	151	175	198	227	250	280
76	29,1	46,5	58,1	81,5	110	134	163	192	221	250	293	295
108	34,9	58,1	70	99	128	157	186	221	256	285	320	343
133	40,7	64	75,6	105	140	169	204	244	279	314	343	372
159	46,5	70	87	116	151	186	221	262	302	337	372	396
219	58,1	87	105	145	186	227	267	314	361	401	442	477
273	70,0	99	122	169	215	262	308	361	413	460	500	535
325	81,5	116	145	198	250	302	355	407	465	530	570	616
376	93	134	163	215	374	332	389	448	506	565	629	675
426	105	145	175	238	302	361	419	482	541	605	675	727
529	116	175	198	267	337	407	477	552	623	698	767	831
631	140	204	233	314	389	465	547	622	686	768	855	920
720	151	227	268	361	442	512	605	692	755	837	930	1010
820	175	200	302	396	489	570	663	755	825	920	1020	1100
920	192	279	332	442	541	623	734	825	902	1000	1120	1220
1020	215	308	361	483	595	680	791	895	970	1090	1220	1340
mặt phẳng hoặc cong	64	75,5	87,3	110	134	157	180	204	221	244	268	291

Nếu nhiệt độ môi trường khác 25°C thì q_1 xác định theo bảng V.7 rồi nhân thêm hệ số tra ở bảng V.8.

Nếu nhiệt độ môi trường tăng cao trên 20°C so với bảng V.7 thì cứ cách 5°C q_1 giảm đi khoảng 1,5%. Công thức (V.137) cho kết quả với sai số từ 3-5%.

Tổn thất nhiệt của các ống dẫn có cách nhiệt sẽ không giảm theo tỷ lệ thuận với bề dày của lớp cách nhiệt vì khi tăng bề dầy lớp này thì nhiệt trở cách nhiệt

sẽ tăng:

$$R_{\lambda} = \frac{1}{2.\lambda} . 2,3 \lg \frac{d_3}{d_2} \qquad (V.138)$$

còn nhiệt trở cấp nhiệt vào môi trường sẽ giảm:

$$R_{\alpha} = \frac{1}{\alpha.d_3};$$

trong đó d_2 - đường kính ngoài của ông kim loại; d_3 - đường kính ngoài của lớp cách nhiệt; α - hệ số cấp nhiệt chung [xem công thức (V.134) và (V.136)].

Bảng V.8. **Hệ số để xác định nhiệt tổn thất khi nhiệt độ không khí khác 25 °C**

Nhiệt độ không khí, °C	Nhiệt độ của chất tải nhiệt, °C										
	50	100	150	200	250	300	350	400	450	500	550
-10	1,55	1,21	1,13	1,10	1,07	1,06	1,05	1,04	1,04	1,03	1,03
0	1,41	1,15	1,10	1,07	1,05	1,04	1,04	1,03	,03	1,02	1,02
10	1,26	1,09	1,06	1,04	1,03	1,03	1,03	1,02	1,02	1,01	1,01
25	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
30	0,89	0,97	0,98	0,98	0,99	0,99	0,99	0,99	0,99	1,0	1,0
40	0,63	0,89	0,94	0,95	0,96	0,97	0,98	0,98	0,98	0,99	0,99

Bảng V.9. **Trị số ước tính của hệ số truyền nhiệt K [40.608]**

Dạng trao đổi nhiệt	K,W/m^2.độ	
	chuyển động cưỡng bức	chuyển động tự do
Từ khí tới khí ở áp suất nhỏ	10 - 40	4 - 12
Từ khí tới lỏng (thiết bị làm lạnh khí)	10 - 60	6 - 20
Từ hơi ngưng tụ tới khí (thiết bị sưởi nóng không khí)	10 - 60	6 - 12
Từ lỏng đến lỏng (nước)	800 - 1700	140 - 340
Từ lỏng đến lỏng (dầu nhờn)	120 - 270	30 - 60
Từ hơi nước ngưng đến nước (thiết bị đun nóng)	800 - 3500	300 - 1200
Từ hơi nước ngưng đến chất lỏng hữu cơ	120 - 340	60 - 170
Từ hơi nước ngưng đến chất lỏng sôi	-	300 - 3500
Từ hơi chất hữu cơ ngưng đến nước (thiết bị ngưng tụ)	340 - 870	230 - 460

§14. Trình tự tính toán và vấn đề chọn thiết bị truyền nhiệt

a) Tính toán khi thiết kế

81. Nhiệm vụ chính khi thiết kế các thiết bị truyền nhiệt là xác định bề mặt truyền nhiệt theo điều kiện đã cho. Các số liệu ban đầu thường là năng suất của một trong những chất tải nhiệt và điều kiện nhiệt độ của quá trình. Cần chú ý là các số liệu ban đầu có thể thay đổi trong từng trường hợp cụ thể, do đó ít nhiều có thể làm thay đổi trình tự tính toán, nhưng thực chất của vấn đề vẫn giữ nguyên.

82. Trong lúc thiết kế các thiết bị truyền nhiệt ta phải giải quyết một vấn đề quan trọng, đó là việc chọn thiết bị. Để giải quyết vấn đề này được nhanh chóng ta có thể dựa vào bảng đặc tính của các thiết bị cho dưới đây (bảng V.10):

Bảng V.10. **Các đặc tính của các thiết bị truyền nhiệt gián tiếp**

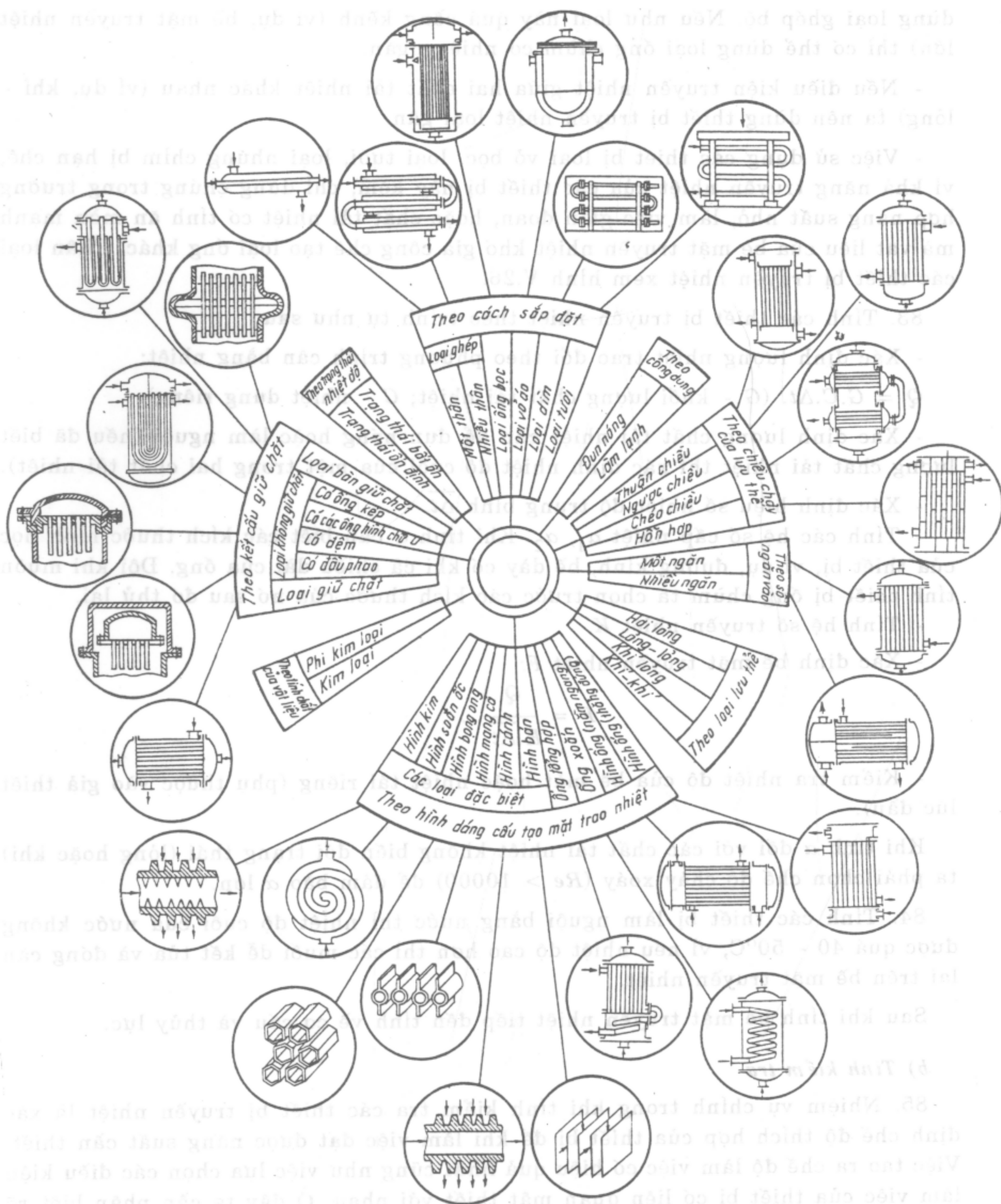
Số thứ tự	Tên thiết bị	Chế tạo dễ và đơn giản	Đạt được ngược chiều hoàn toàn	Đạt được vận tốc cao		Làm sạch dễ		Quan sát và sửa chữa dễ	Bề mặt truyền nhiệt trên 1 đơn vị thể tích m^2/m^3	Lượng kim loại cần cho 1 đơn vị bề mặt đốt, kg/m^2	Lượng kim loại cần dùng cho 1 đơn vị nhiệt tải
				trong ống	ngoài ống	trong ống	ngoài ống				
1	Loại ống chùm:										
	một ngăn	X	+	-	-	+	-	X	15 - 40	30 - 80	1
	nhiều ngăn	X	X	+	X	+	-	X	15 - 40	30 - 80	1
	ghép bộ	X	+	+	X	+	-	X	10 - 15	30 - 80	1
2	Loại "ống lồng ống"	+	+	+	+	+	-	X	4 - 15	175	1,5 - 4,5
3	Loại nhúng chìm (ống xoắn)	+	-	+	-	-	+	+	5 - 10	90 - 120	1,0 - 5,0
4	Loại tưới	+	-	+	không cần	X	+	+	3 - 6	40 - 60	0,5 - 2,0
5	Loại xoắn ốc	-	+	+	+	-	-	-	30 - 70	30 - 50	0,2 - 0,9

Trong bảng này dấu + là đạt yêu cầu, - là không đạt yêu cầu; X là đạt yêu cầu một phần.

Ngoài ra khi chọn thiết bị cần chú ý những điểm sau:

- Khi dùng để truyền nhiệt cho hệ hơi - lỏng ta dùng loại thiết bị ống chùm có nhiều ngăn và tùy theo điều kiện nhiệt độ của quá trình mà chọn cơ cấu lắp ghép khác nhau.

- Khi dùng để truyền nhiệt cho hệ lỏng - lỏng hoặc khí - khí thì tốt nhất là


Theo cách sắp đặt
Loại ghép
Một thân
Nhiều thân
Loại ống bọc
Loại vỏ áo
Loại dìm
Loại tưới
Theo công dụng
Đun nóng
Làm lạnh
Theo chiều chảy của lưu thể
Thuận chiều
Ngược chiều
Chéo chiều
Hỗn hợp
Theo số ngăn vào
Một ngăn
Nhiều ngăn
Theo loại lưu thể
Hai lỏng
Lỏng-lỏng
Khí lỏng
Khí-khí
Theo hình dáng cấu tạo mặt trao nhiệt
Các loại đặc biệt
Hình kim
Hình soắn ốc
Hình bọng ong
Hình mạng cá
Hình cánh
Hình bản
Ống tầng hộp
Ống xoắn
Hình ống (nằm ngang)
Hình ống (thẳng đứng)
Theo tính chất của vật liệu
Phi kim loại
Kim loại
Theo kết cấu giữ chặt
Loại giữ chặt
Loại không giữ chặt
Loại bàn giữ chặt
Có ống kẹp
Có các ống hình chữ U
Có đệm
Có đầu phao
Theo trạng thái nhiệt độ
Trạng thái bất ổn
Trạng thái ổn định

Hình V.26

dùng loại ghép bộ. Nếu như loại này quá cồng kềnh (ví dụ, bề mặt truyền nhiệt lớn) thì có thể dùng loại ống chùm có nhiều ngăn.

- Nếu điều kiện truyền nhiệt giữa hai chất tải nhiệt khác nhau (ví dụ, khí - lỏng) ta nên dùng thiết bị truyền nhiệt loại gân.

- Việc sử dụng các thiết bị loại vỏ bọc, loại tưới, loại nhúng chìm bị hạn chế, vì khả năng truyền nhiệt của các thiết bị này kém, chỉ dùng chúng trong trường hợp năng suất nhỏ, làm việc gián đoạn, hoặc chất tải nhiệt có tính ăn mòn mạnh mà vật liệu của bề mặt truyền nhiệt khó gia công chế tạo loại ống khác. Phân loại các thiết bị truyền nhiệt xem hình V.26.

83. Tính các thiết bị truyền nhiệt theo trình tự như sau:

- Xác định lượng nhiệt trao đổi theo phương trình cân bằng nhiệt:

$Q = G.C.\Delta t$. (G - khối lượng chất tải nhiệt; C - nhiệt dung riêng).

- Xác định lượng chất tải nhiệt cần để đun nóng hoặc làm nguội (nếu đã biết lượng chất tải nhiệt thì xác định nhiệt độ cuối của một trong hai chất tải nhiệt).

- Xác định hiệu số nhiệt độ trung bình $\overline{\Delta t}$.

- Tính các hệ số cấp nhiệt α_1, α_2. Khi tính α cần biết các kích thước hình học của thiết bị, ví dụ, đường kính, bề dày có khi cả chiều dài của ống. Đôi khi muốn tính thiết bị ống chùm ta chọn trước các kích thước của nó sau đó thử lại.

- Tính hệ số truyền nhiệt K.

- Xác định bề mặt truyền nhiệt F:

$$F = \frac{Q}{K.\overline{\Delta t}}.$$

- Kiểm tra nhiệt độ của bề mặt hoặc nhiệt tải riêng (phụ thuộc vào giả thiết lúc đầu).

Khi tính α đối với các chất tải nhiệt không biến đổi trạng thái (lỏng hoặc khí) ta phải chọn chế độ chảy xoáy ($Re > 10000$) để đảm bảo α lớn.

84. Tính các thiết bị làm nguội bằng nước thì nhiệt độ cuối của nước không được quá 40 - 50°C, vì nếu nhiệt độ cao hơn thì các muối dễ kết tủa và đóng cặn lại trên bề mặt truyền nhiệt.

Sau khi tính bề mặt truyền nhiệt tiếp đến tính về cơ cấu và thủy lực.

b) Tính kiểm tra

85. Nhiệm vụ chính trong khi tính kiểm tra các thiết bị truyền nhiệt là xác định chế độ thích hợp của thiết bị để khi làm việc đạt được năng suất cần thiết. Việc tạo ra chế độ làm việc có hiệu quả nhất cũng như việc lựa chọn các điều kiện làm việc của thiết bị có liên quan mật thiết với nhau. Ở đây ta cần phân biệt rõ hai khái niệm về hiệu số nhiệt độ:

- Hiệu số nhiệt độ yêu cầu ($\overline{\Delta t_y}$) cốt để đảm bảo năng suất quy định của thiết bị trong điều kiện làm việc đã cho, phụ thuộc vào dây chuyền sản xuất.

- Hiệu số nhiệt độ sử dụng ($\overline{\Delta t_s}$) là hiệu số nhiệt độ khi làm việc của thiết bị, nó phụ thuộc vào hệ thống nhiệt trong nhà máy.

Tỉ số giữa $\overline{\Delta t_y}$ và $\overline{\Delta t_s}$ ký hiệu là a:

$$a = \frac{\overline{\Delta t_s}}{\overline{\Delta t_y}} ,$$

a là mức độ thích hợp hay còn gọi là năng suất dự trữ của thiết bị ở điều kiện xác định. Khi làm việc ổn định thì $a = 1$ hay $\overline{\Delta t_s} = \overline{\Delta t_y}$.

Hiệu số nhiệt độ yêu cầu xác định từ phương trình truyền nhiệt:

$$\overline{\Delta t_y} = \frac{Q}{\overline{K.F}} ;$$

còn $\overline{\Delta t_s}$ xác định theo điều kiện thực tế của quá trình. Những số liệu ban đầu để tiến hành tính kiểm tra gồm có: nhiệt lượng Q, bề mặt truyền nhiệt F và những điều kiện nhiệt độ cho thiết bị làm việc. Ngoài ra còn phải biết các số liệu về kích thước hình học, vận tốc chất tải nhiệt và những số liệu cần thiết khác để tính hệ số truyền nhiệt.

Trình tự thực hiện phép tính kiểm tra:

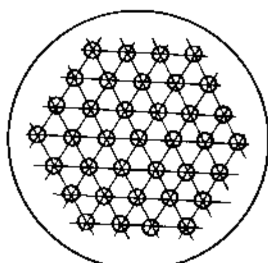
- xác định K dựa vào điều kiện thực tế của thiết bị;
- xác định $\overline{\Delta t_y}$ và $\overline{\Delta t_s}$.

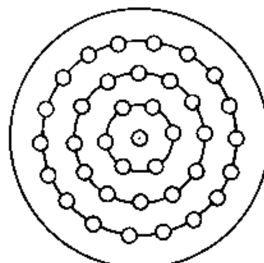
Nếu trong một chế độ làm việc mà có $a > 1$ tức là thiết bị có năng suất dư thì phải nghiên cứu biện pháp sử dụng cho hợp lý, ví dụ tăng năng suất hoặc giảm năng lượng cung cấp cho quá trình (ví dụ, khi đốt nóng bằng hơi ta có thể giảm áp suất của hơi đốt...).

Nếu $a < 1$ tức là chưa đảm bảo năng suất của thiết bị, cần phải nghiên cứu những biện pháp để tăng năng suất (ví dụ, tăng hệ số truyền nhiệt, tăng thế năng của chất tải nhiệt...).

§15. Một số kết cấu các chi tiết của thiết bị truyền nhiệt

86. Cách bố trí ống trên mạng ống. Sắp xếp ống trên mang ống có hai cách chính: theo hình sáu cạnh đều (h. V.27a) và theo hình tròn đồng tâm (h. V.26b).





Hình V.27. Cách sắp xếp ống trên mạng ống

Số ống sắp xếp trên mạng ống cho trong bảng V.11.

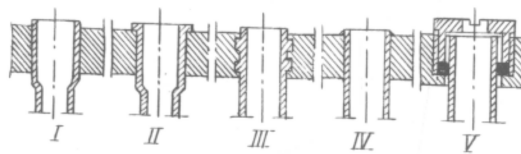
Số ống trên đường chéo của hình sáu cạnh đều tính theo công thức sau:

$$b = 2a - 1;$$

và tổng số ống $$n = 3a(a - 1) + 1; \qquad (V.139)$$

Bảng V.11. **Số ống trong thiết bị truyền nhiệt loại ống chùm**

Số hình sáu cạnh hay số vòng tròn	Sắp xếp ống theo hình sáu cạnh (kiểu bàn cờ)							Sắp xếp ống theo vòng tròn	
	Số ống trên đường xuyên tâm của hình sáu cạnh	Tổng số ống không kể các ống trong các hình viên phân	Số ống trong các hình viên phân			Tổng số ống trong tất cả các viên phân	Tổng số ống của thiết bị	Số ống ở vòng ngoài cùng	Tổng số ống
			ở dãy thứ nhất	ở dãy thứ hai	ở dãy thứ ba				
1	3	7	-	-	-	-	7	6	7
2	5	19	-	-	-	-	19	12	19
3	7	37	-	-	-	-	37	18	37
4	9	61	-	-	-	-	61	25	62
5	11	91	-	-	-	-	91	31	93
6	13	127	-	-	-	-	127	37	130
7	15	169	3	-	-	18	187	43	173
8	17	217	4	-	-	24	241	50	223
9	19	271	5	-	-	30	301	56	279
10	21	331	6	-	-	36	367	62	341
11	23	397	7	-	-	42	439	69	410
12	25	469	8	-	-	48	517	75	485
13	27	547	9	2	-	66	613	81	566
14	29	631	10	5	-	90	721	87	653
15	31	721	11	6	-	102	823	94	747
16	33	817	12	7	-	114	931	100	847
17	35	919	13	8	-	126	1045	106	953
18	37	1027	14	9	-	138	1165	113	1066
19	39	1141	15	12	-	162	1303	119	1185
20	41	1261	16	13	4	198	1459	125	1310
21	43	1387	17	14	7	228	1615	131	1441
22	45	1519	18	15	8	246	1765	138	1579
23	47	1657	19	16	9	264	1921	144	1723



Hình V.28. Cách lắp ống vào mang ống
I, II, III- nong ống; IV - hàn; V - ghép bằng ổ đệm

đường kính trong của thiết bị trao đổi nhiệt tính theo công thức:

$$D = t.(b - 1) + 4d, \text{ m}; \qquad \text{(V.140)}$$

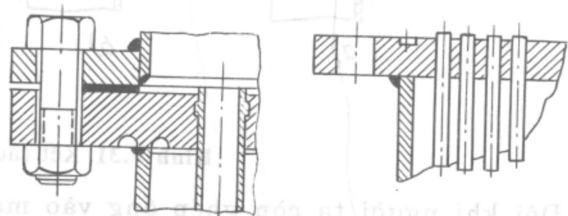
trong các công thức trên a - số ống trên một cạnh của hình sáu cạnh ngoài cùng; d - đường kính ngoài của ống, m; t - bước ống, m. Thường chọn bước ống t = 1,2 - 1,5d. Đường kính trong của thiết bị khi xếp ống theo vòng tròn đồng tâm:

$$D = t.(2n_o + 1), \text{ m}; \qquad \text{(V.141)}$$

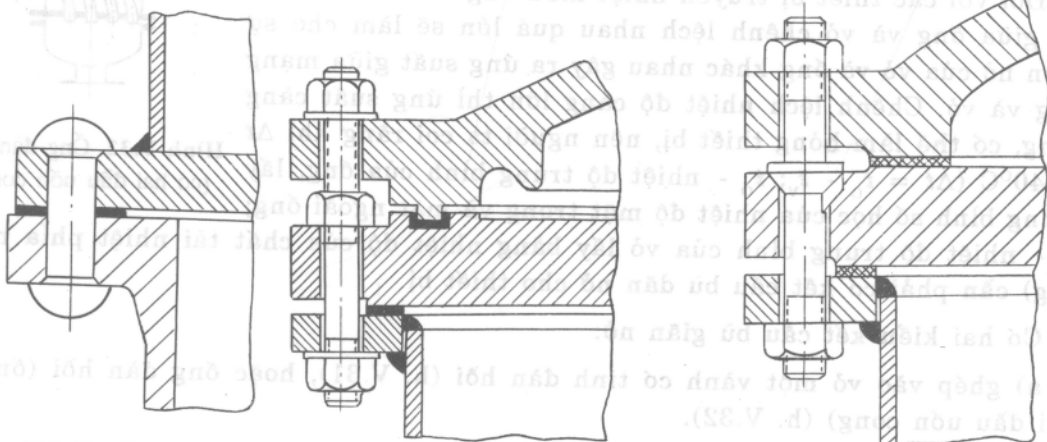
trong đó tn_o - số vòng tròn.

87. Phương pháp lắp ống vào lưới đỡ ống (mạng ống) (h. V.28).

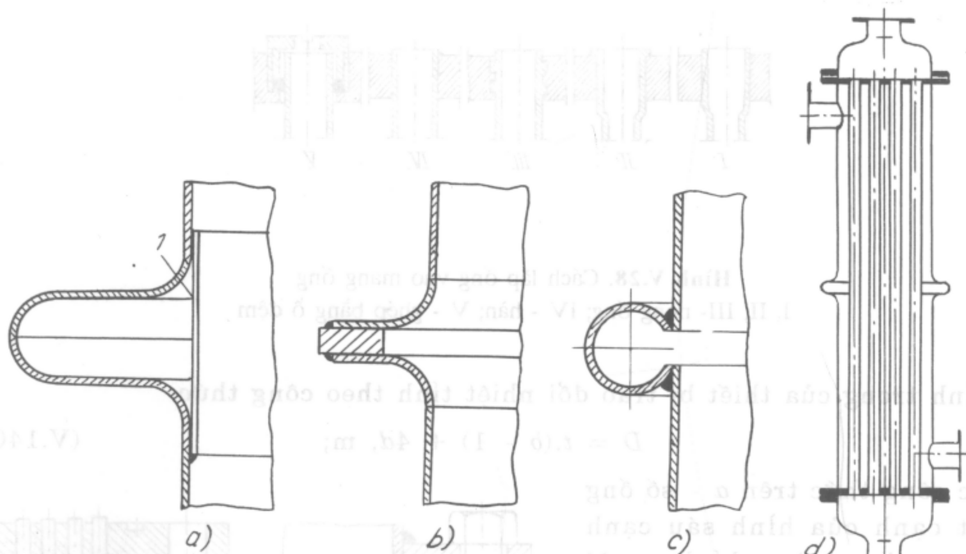
Ống được lắp vào mạng chủ yếu bằng phương pháp nong hoặc hàn.



Hình V.29. Cách hàn mạng ống vào vỏ thiết bị



Hình V.30. Cách ghép mạng ống vào vỏ bằng bulông



Hình V.31. Kết cấu vành đàn hồi

Đôi khi người ta còn ghép ống vào mạng bằng ổ đệm. Phương pháp này khá phức tạp, song cho phép ống dịch chuyển khi dãn dài.

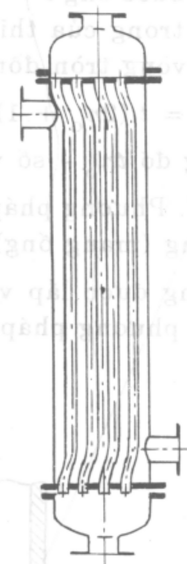
88. Cách ghép mạng ống cho vỏ thiết bị.

Có nhiều cách kết cấu lắp ghép mạng ống với vỏ thiết bị.

Trên hình V.29 thể hiện kiểu ghép cứng bằng cách hàn mạng ống với vỏ thiết bị.

Trên hình V.30 thể hiện kiểu ghép có thể tháo rời được.

89. Kết cấu một số kiểu bù giãn nở.



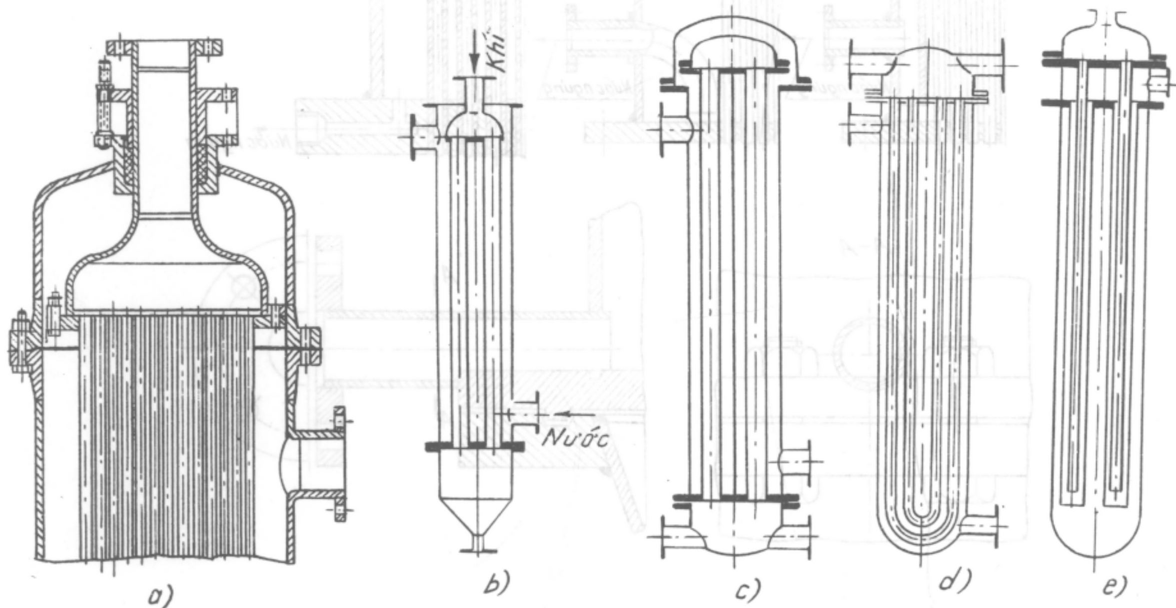
Hình V.32. Ống đàn hồi (có hai đầu uốn cong)

Đối với các thiết bị truyền nhiệt kiểu ống chùm khi nhiệt độ giữa ống và vỏ chênh lệch nhau quá lớn sẽ làm cho sự giãn nở của vỏ và ống khác nhau gây ra ứng suất giữa mạng ống và vỏ. Chênh lệch nhiệt độ càng lớn thì ứng suất càng tăng, có thể làm hỏng thiết bị, nên người ta coi rằng khi $\Delta t > 40^oC$ ($\Delta t = t_o - t_v$; t_o - nhiệt độ trung bình của ống, lấy trung bình số học của nhiệt độ mặt trong và mặt ngoài ống; t_v - nhiệt độ trung bình của vỏ lấy bằng nhiệt độ của chất tải nhiệt phía ngoài ống) cần phải có kết cấu bù dãn nở cho thiết bị.

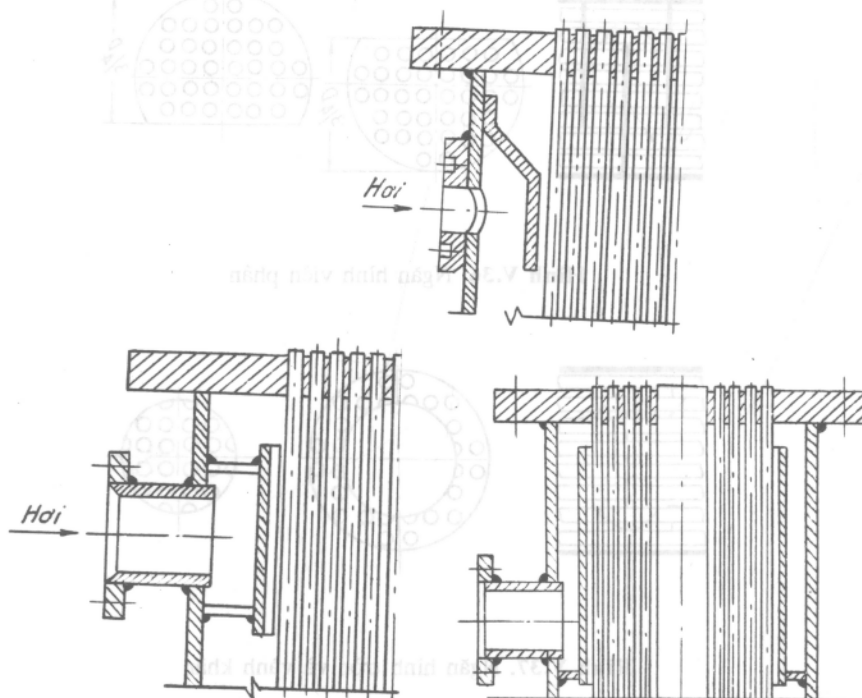
Có hai kiểu kết cấu bù giãn nở:

a) ghép vào vỏ một vành có tính đàn hồi (h. V.31), hoặc ống đàn hồi (ống có hai đầu uốn cong) (h. V.32).

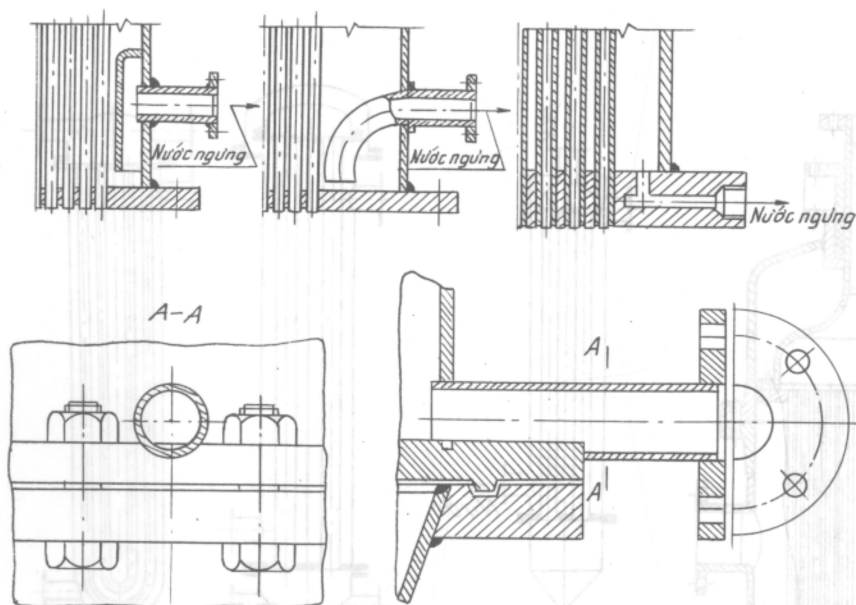
b) ống giãn nở tự do; loại vòng đệm (h. V.33a), loại đầu phao hở (h. V.33b); loại đầu phao kín (h. V.33c); loại chữ U (hình V.33d); loại ống kép (h. V.33e).



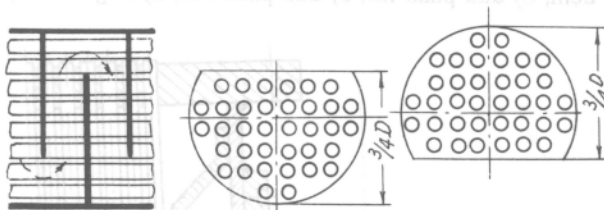
Hình V.33. Các phương pháp dãn nở tự do:
a) loại vòng đệm; b) đầu phao hở; c) đầu phao kín; d) ống chữ U; e) ống kép



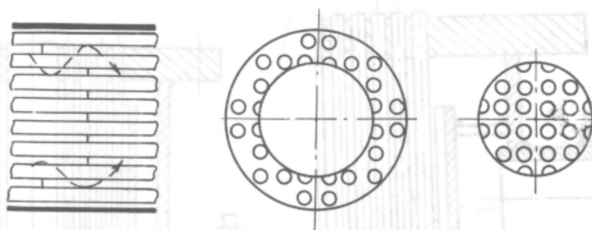
Hình V.34. Cách lắp ghép ống dẫn hơi



Hình V.35. Các loại cửa tháo nước ngưng

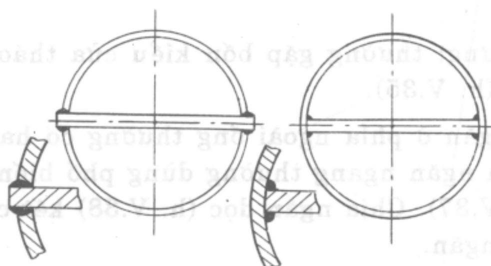


Hình V.36. Ngăn hình viên phân

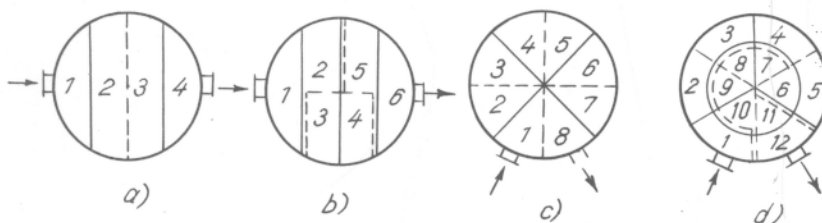


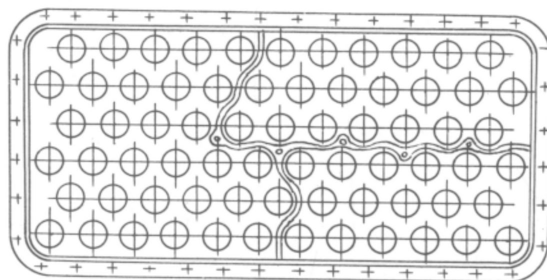
Hình V.37. Ngăn hình tròn và vành khăn

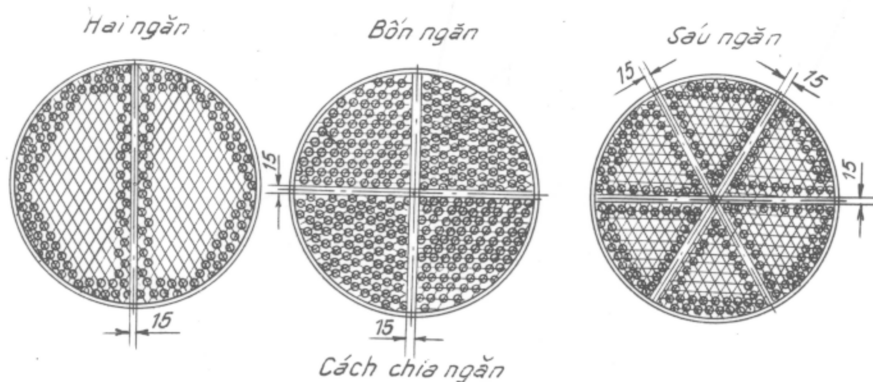
90. Cửa dẫn hơi đốt. Hơi đốt đưa vào thiết bị thường cho vào từ phía trên, để tránh va đập vào dòng hơi vào ống và hơi phân phối đều, người ta kết cấu cửa hơi



Hình V.38. Chia ngăn dọc phía ngoài







Hình V.39. Chia ngăn phía trong ống

vào như hình V.34.

91. Cửa tháo nước ngưng: thường gặp bốn kiểu cửa tháo nước ngưng sau đây trong thiết bị ống chùm (h. V.35).

92. Chia ngăn. Chia ngăn ở phía ngoài ống thường có hai kiểu: chia ngăn dọc và chia ngăn ngang. Chia ngăn ngang thường dùng phổ biến là loại viên phân (h. V.36), loại hình tròn (h. V.37). Chia ngăn dọc (h. V.38) kết cấu ghép kín phức tạp nên thường chỉ chia hai ngăn.

Chia ngăn phía trong ống thường gặp mấy loại như hình V.39.

CHƯƠNG VI

CÔ ĐẶC

§1. Một số khái niệm

1. Cô đặc là quá trình làm tăng nồng độ của chất rắn hòa tan trong dung dịch bằng cách tách bớt một phần dung môi qua dạng hơi.

Quá trình cô đặc thường tiến hành ở trạng thái sôi, nghĩa là áp suất hơi riêng phần của dung môi trên mặt dung dịch bằng áp suất làm việc của thiết bị.

Quá trình cô đặc được dùng phổ biến trong công nghiệp với mục đích làm tăng nồng độ các dung dịch loãng, hoặc để tách các chất rắn hòa tan (trường hợp này có kèm theo quá trình kết tinh), ví dụ, cô đặc dung dịch đường, cô đặc xút, cô đặc các dung dịch muối...

Quá trình cô đặc có thể tiến hành ở các áp suất khác nhau. Khi làm việc ở áp suất thường (áp suất khí quyển) ta dùng thiết bị hở; còn khi làm việc ở áp suất khác ta dùng thiết bị kín.

Quá trình cô đặc có thể tiến hành ở hệ thống cô đặc một nồi, hoặc hệ thống cô đặc nhiều nồi:

2. Người ta thường tiến hành phân loại thiết bị cô đặc theo các cách sau:

a) theo sự bố trí bề mặt đun nóng: nằm ngang, thẳng đứng, nghiêng;

b) theo chất tải nhiệt: đun nóng bằng hơi (hơi nước bão hòa, hơi quá nhiệt), bằng khói lò, chất tải nhiệt có nhiệt độ cao (dầu, nước ở áp suất cao...), bằng dòng điện;

c) theo chế độ tuần hoàn: tuần hoàn tự nhiên, tuần hoàn cưỡng bức...;

d) theo cấu tạo bề mặt đun nóng: vỏ bọc ngoài, ống xoắn, ống chùm.

Trong công nghiệp hóa chất thường dùng các thiết bị cô đặc đun nóng bằng hơi, loại này gồm các phần chính sau:

a) phòng đốt - bề mặt truyền nhiệt;

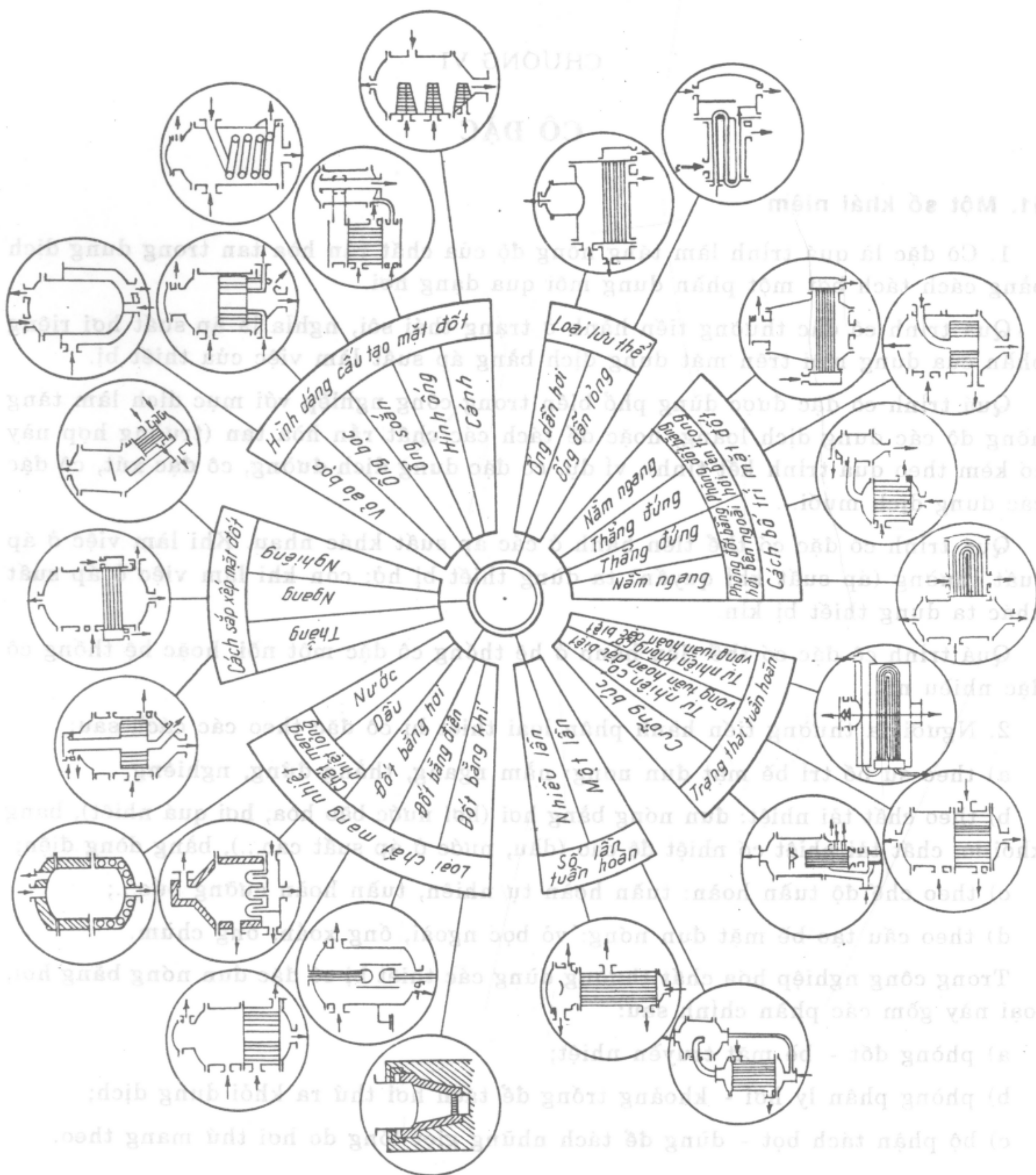
b) phòng phân ly hơi - khoảng trống để tách hơi thứ ra khỏi dung dịch;

c) bộ phận tách bọt - dùng để tách những giọt lỏng do hơi thứ mang theo.

§2. Những công thức tính

3. Lượng dung môi nguyên chất bốc hơi (lượng hơi thứ) khi nồng độ dung dịch thay đổi từ $x_đ$ đến x_c

$$W = G_đ(1 - x_đ/x_c),\ \text{kg/s}; \qquad \text{(VI.1)}$$


Hình dáng cấu tạo mặt đốt
Vỏ áo bọc ngoài
Ống bọc
Ống soắn
Hình ống
Cánh
Loại lưu thể
Ống dẫn hơi
Cách bố trí mặt đốt
Nằm ngang
Thẳng đứng
Thẳng đứng
Nằm ngang
Trạng thái tuần hoàn
Cưỡng bức
Số lần tuần hoàn
Một lần
Nhiều lần
Loại chất mang nhiệt
Đốt bằng khí
Đốt bằng điện
Đốt bằng hơi
Dầu
Nước
Cách sắp xếp mặt đốt
Nghiêng
Ngang
Thẳng

Hình VI.1

trong đó $G_đ$ - lượng dung dịch đầu, kg/s; $x_đ$, x_c - nồng độ đầu và nồng độ cuối của dung dịch, % khối lượng.

4. Nồng độ cuối của dung dịch trong từng nồi:

$$B_1 = \frac{G_đ . x_đ}{G_đ - W_1}, \text{ \% khối lượng;} \qquad \text{(VI.2a)}$$

$$B_2 = \frac{G_đ . x_đ}{G_đ - (W_1 + W_2)}, \text{ \% khối lượng;} \qquad \text{(VI.2b)}$$

$$B_n = \frac{G_đ . x_đ}{G_đ - (W_1 + W_2 + ... + W_n)}, \text{ \% khối lượng;} \qquad \text{(VI.2c)}$$

trong đó B_1, B_2... B_n-nồng độ cuối của dung dịch trong các nồi ,% khối lượng;W_1, W_2... W_n - lượng hơi thứ bốc lên từ các nồi kg/s; $x_đ$ - nồng độ đầu của dung dịch, % khối lượng; $G_đ$ - lượng dung dịch đầu, kg/s.

5. Nhiệt lượng tiêu thụ cho quá trình cô đặc một nồi:

$$Q = Q_đ + Q_{b.h} + Q_{k.n} + Q_{t.th} =$$
$$= G_đ . C_p .(t_s - t_đ) + W.r + Q_{k.n} + \alpha F_n (t_t - t_{kk}); \qquad \text{(VI.3)}$$

trong đó $Q_đ$, Q_{bh}, Q_{kn}, Q_{tth} - nhiệt lượng dùng để đun nóng dung dịch đến nhiệt độ sôi, làm bốc hơi nước, nhiệt khử nước và nhiệt tổn thất ra môi trường xung quanh, W; C - nhiệt dung riêng của dung dịch, J/kg.độ; t_s - nhiệt độ sôi của dung dịch, °C; $t_đ$ - nhiệt độ đầu của dung dịch (khí vào thiết bị), °C; r - ẩn nhiệt hóa hơi của dung môi, J/kg; $\alpha = \alpha_{đ.l} + \alpha_{b.x}$ - hệ số cấp nhiệt chung từ bề mặt ngoài của thiết bị ra môi trường xung quanh do đối lưu và do bức xạ, W/m^2.độ; F_n - diện tích bề mặt ngoài của thiết bị, m^2; t_t - nhiệt độ mặt ngoài của lớp cách nhiệt, °C; t_{kk} - nhiệt độ của không khí xung quanh, °C;

$$Q_{kn} = Q^đ_{ht} - Q^c_{ht}, W; \qquad \text{(VI.4)}$$

ở đây $Q^đ_{ht}$ - nhiệt hòa tan tích phân của chất rắn hòa tan trong dung dịch ở nồng độ loãng ban đầu của quá trình cô đặc, W; Q^c_{ht} - nhiệt hòa tan tích phân ở nồng độ đặc lúc cuối của quá trình cô đặc, W.

Đối với các thiết bị cô đặc liên tục $Q^đ_{ht}$ và Q^c_{ht} được xác định từ nồng độ đầu và nồng độ cuối của dung dịch trong nồi đã cho (nhiệt hòa tan của một số muối trong nước cho ở bảng VI.5 hoặc có thể tính theo công thức (VI.28).

Từ các điều đã nêu ở trên ta thấy trong trường hợp tổng quát khi lập cân bằng nhiệt lượng trong thiết bị cô đặc cần phải tính cả nhiệt lượng tiêu tốn để khử nước cho chất rắn hòa tan, nhưng thường đại lượng này rất bé so với các phần nhiệt khác, do đó ta có thể bỏ qua; khi đó:

$$Q = Q_đ + Q_{bh} + Q_{t.th}, W; \qquad \text{(VI.5)}$$

6. Lượng hơi đốt cần thiết cho quá trình cô đặc:

$$D = Q/r, \text{ kg/s;} \qquad \text{(VI.6a)}$$

trong đó r - ẩn nhiệt ngưng tụ của hơi đốt ở áp suất đã cho, J/kg; Q - nhiệt lượng tiêu thụ dùng để cô đặc, W.

Một cách gần đúng có thể dùng công thức sau:

$$D = \frac{W}{0{,}85n}\text{, kg/s;} \qquad \text{(VI.6b)}$$

trong đó W - lượng hơi thứ bốc lên trong toàn bộ hệ thống, kg/s; n - số nồi trong hệ thống cô đặc; 0,85 - hệ số hiệu chỉnh kể đến tình hình thực tế.

Lượng hơi đốt cần dùng để làm bốc hơi 1 kg dung môi trong quá trình cô đặc (còn gọi là lượng hơi đốt tiêu tốn riêng):

$$d = D/W\text{, kg/kg.} \qquad \text{(VI.7)}$$

Dưới đây giới thiệu một vài số liệu thực nghiệm và số liệu tính được theo công thức (VI.6b) về lượng tiêu hao hơi đốt (kg) để bốc hơi 1 kg dung môi .

	thực tế	theo (VI.6b)
ở hệ thống cô đặc một nồi	1,1	1,176
ở hệ thống cô đặc hai nồi	0,57	0,588
ở hệ thống cô đặc ba nồi	0,40	0,392
ở hệ thống cô đặc bốn nồi	0,30	0,294
ở hệ thống cô đặc năm nồi	0,27	0,235

7. Nếu dung dịch vào thiết bị cô đặc ở trạng thái quá nhiệt ($t_d > t_s$) thì số hạng thứ nhất của phương trình cân bằng nhiệt lượng (VI.3) có dấu âm và lượng nhiệt tiêu tốn trong thiết bị giảm xuống do có một phần dung môi tự bốc hơi, đại lượng này gọi là nhiệt tự bốc hơi Q_{tbh}

$$Q_{tbh} = G_d.C.(t_d - t_s)\text{, } W; \qquad \text{(VI.8)}$$

trong đó G_d - lượng dung dịch đầu đưa vào thiết bị cô đặc, kg/s; C - nhiệt dung riêng của dung dịch, J/kg.độ; t_d - nhiệt độ đầu của dung dịch khi vào thiết bị cô đặc, ^oC; t_s - nhiệt độ sôi của dung dịch trong thiết bị cô đặc, ^oC.

8. Hiệu số nhiệt độ giữa nhiệt độ sôi của dung dịch và nhiệt độ sôi của dung môi nguyên chất ở áp suất khí quyển đối với các dung dịch nước muối vô cơ loãng được tính gần đúng theo công thức:

$$\Delta'_o = 0{,}52\frac{m}{M} = 0{,}52N\text{, }^oC; \qquad \text{(VI.9)}$$

trong đó Δ'_o - hiệu số nhiệt độ giữa nhiệt độ sôi của dung dịch và nhiệt độ sôi của dung môi nguyên chất ở áp suất thường (ở áp suất khí quyển), ^oC; M - khối lượng mol của muối; m - khối lượng muối trong dung dịch g/lít; N - số mol của muối hòa tan trong 1lít.

9. Hiệu số nhiệt độ giữa nhiệt độ sôi của dung dịch và nhiệt độ sôi của dung môi nguyên chất ở áp suất bất kỳ Δ' được xác định theo công thức gần đúng của Tisencô (tổn thất nhiệt độ do nhiệt độ sôi của dung dịch lớn hơn nhiệt độ sôi của dung môi):

$$\Delta' = \Delta'_o f, \ ^oC; \qquad (VI.10)$$

trong đó Δ'_o - tổn thất nhiệt độ do nhiệt độ sôi của dung dịch lớn hơn nhiệt độ sôi của dung môi ở áp suất thường (áp suất khí quyển) - có thể tính theo công thức (VI.9) hay tra bảng VI.2; f - hệ số hiệu chỉnh, tính theo công thức sau:

$$f = 16,2 \frac{T^2}{r}; \qquad (VI.11)$$

ở đây T - nhiệt độ sôi của dung môi nguyên chất ở áp suất đã cho, ^oK; r - ẩn nhiệt hóa hơi của dung môi nguyên chất ở áp suất làm việc, J/kg.

Nếu dung môi nguyên chất là nước sạch, ứng với các nhiệt độ, sôi khác nhau ta có giá trị f tính được như sau:

Bảng VI.1. **Giá trị f theo nhiệt độ sôi của dung môi nguyên chất**

t, °C	f	t, °C	f	t, °C	f	t, °C	f
35	0,6370	65	0,7899	95	0,9677	125	1,1757
40	0,6609	70	0,8177	100	1,0000	130	1,2135
45	0,6854	75	0,8643	105	1,0333	135	1,2525
50	0,7106	80	0,8755	110	1,0674		
55	0,7364	85	0,9057	115	1,1025		
60	0,7628	90	0,9362	120	1,1384		

Ghi chú: Khi cô đặc có tuần hoàn dung dịch, thì hiệu số nhiệt độ tổn thất phải tính theo nồng độ cuối của dung dịch; và khi không có tuần hoàn, nghĩa là dung dịch chỉ qua một lần thì tính theo nồng độ trung bình của nó trong nồi.

10. Để tính tổn thất nhiệt độ sôi do nồng độ ở áp suất khác có thể dùng qui tắc Babô. Theo qui tắc Babô thì quan hệ giữa áp suất hơi bão hòa của dung môi trên dung dịch loãng p với áp suất hơi bão hòa của dung môi nguyên chất p_o ở cùng nhiệt độ là không đổi và đối với dung dịch có nồng độ nhất định quan hệ đó không phụ thuộc nhiệt độ sôi.

$$(p/p_o)_t = \text{const}. \qquad (VI.11a)$$

Từ biểu thức này nếu biết nhiệt độ sôi của dung dịch ở nồng độ đã cho ứng với áp suất nào đó thì cũng có thể xác định được nhiệt độ sôi ở các áp suất khác. Ví dụ, cần tính nhiệt độ sôi t của một dung dịch (dung môi là nước) ở áp suất 0,75at khi biết ở áp suất thường(1 at) dung dịch đó sôi ở 110°C. Ở 110°C áp suất của hơi nước bão hòa (dung môi) là 1,46 at, áp dụng qui tắc Babô:

$$(p/p_o)_t 110^oC = 1/1,46 = 0,685.$$

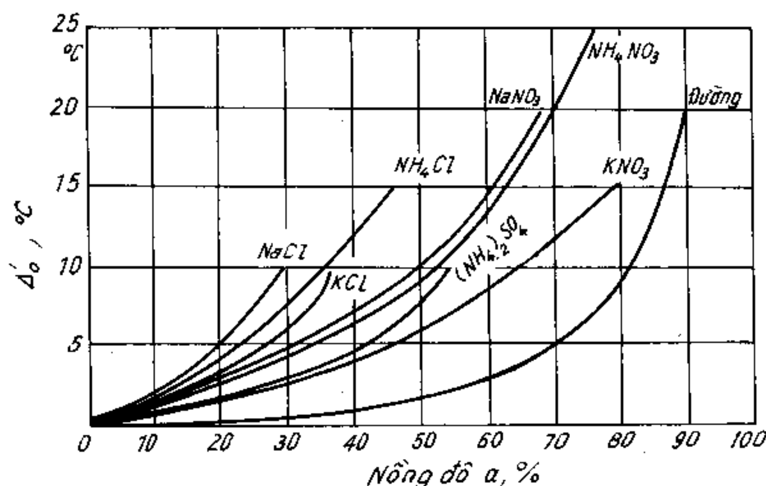
Theo qui tắc Babô tỉ lệ trên vẫn giữ nguyên giá trị tại mọi nhiệt độ sôi của dung dịch. Do đó tại nhiệt độ t:

$$\left(\frac{p'}{p'_o}\right)_t = \frac{0,75}{P'_o} = 0,685$$

Từ đó xác định được P'_o = 0,75/0,685 = 1,095 at.

Như vậy nhiệt độ sôi t của dung dịch ở áp suất 0,75 at bằng nhiệt độ sôi của nước ở áp suất 1,095 at là 102°C. Ứng với áp suất 0,75 at dung môi nước sôi ở nhiệt độ 91°2, vậy tổn thất nhiệt độ sôi do nồng độ ở áp suất 0,75 at sẽ là Δ' = 102 - 91,2 = 10,8°C.

11. Qui tắc Babô ứng dụng cho dung dịch loãng, còn đối với dung dịch đặc sôi ở áp suất thấp (chân không) cần thiết phải đưa vào đại lượng hiệu chỉnh Δt, tùy theo áp suất hơi trên dung dịch sôi p và quan hệ của p với áp suất p_o. Giá trị Δt cho ở bảng I.183. Nếu hòa tan muối khan (không có nước), quá trình là tỏa nhiệt thì cộng thêm, ngược lại nếu quá trình là thu nhiệt thì trừ bớt.



Hình VI.2. Tổn thất nhiệt độ do nồng độ gây ra của một vài dung dịch phụ thuộc vào nồng độ (ở áp suất thường)

12. Nhiệt độ sôi của dung dịch cô đặc tăng cao vì hiệu ứng thủy tĩnh Δ'' (tổn thất nhiệt độ do áp suất thủy tĩnh tăng cao):

Áp suất thủy tĩnh ở lớp giữa của khối chất lỏng cần cô đặc:

$$P_{tb} = P_o + (h_1 + \frac{h_2}{2})\rho_{dds}.g, N/m^2; \qquad (VI.12)$$

trong đó p_o - áp suất hơi thứ trên mặt thoáng dung dịch, N/m^2; h_1 - chiều cao của lớp dung dịch sôi kể từ miệng trên ống truyền nhiệt đến mặt thoáng của dung dịch, m; h_2 - chiều cao ống truyền nhiệt, m; ρ_{dds} - khối lượng riêng của dung dịch khi sôi, kg/m^3; g - gia tốc trọng trường, m/s^2.

Vậy ta có: $$\Delta'' = t_{1b} - t_o, \text{ độ}; \qquad (VI.13)$$

ở đây t_{tb} - nhiệt độ sôi ứng với áp suất p_{tb}, °C; t_o - nhiệt độ sôi ứng với áp suất p_o, °C.

13. Tổn thất nhiệt độ do sức cản thủy lực trong các ống dẫn gây nên

$$\Delta''' = t_1 - t_o, \text{ độ}; \qquad (VI.14)$$

trong đó t_o - nhiệt độ hơi bão hòa ứng với áp suất p_o của hơi đốt trong nồi sau hay trong thiết bị ngưng tụ, °C; t_1 - nhiệt độ hơi bão hòa ứng với áp suất p_1 của hơi thứ trong nồi trước, °C

$$p_1 = p_o + \Delta p; \qquad (VI.15)$$

Bảng VI.2. **Tổn thất nhiệt độ Δ'_o theo nồng độ a (% khối lượng) của một số dung dịch ở áp suất thường [57.374]**

a,%	Δ'_o,°C	a,%	Δ'_o,°C	a,%	Δ'_o,°C	a,%	Δ'_o,°C
1	2	3	4	5	6	7	8
			$(NH_4)_2SO_4$				
8	0,55	19	1,51	30	2,90	41	4,90
9	0,62	20	1,62	31	3,05	42	5,20
10	0,70	21	1,75	32	3,20	43	5,40
11	0,78	22	1,85	33	3,35	44	5,70
12	0,85	23	2,00	34	3,55	45	5,90
13	0,95	24	2,10	35	3,70	46	6,25
14	1,05	25	2,20	36	3,90	47	6,60
15	1,12	26	2,35	37	4,05	48	6,90
16	1,21	27	2,45	38	4,30	49	7,30
17	1,31	28	2,60	39	4,45	50	7,65
18	1,40	29	2,75	40	4,70	51	8,10
			H_3PO_4				
3,0	0,195	4,5	0,275	6,0	0,415	7,5	0,605
3,5	0,215	5,0	0,315	6,5	0,470	8,0	6,690
4,0	0,243	5,5	0,365	7,0	0,540	8,5	0,775
			NH_4Cl				
3	0,50	14	2,90	25	5,80	36	10,00
4	0,70	15	3,15	26	6,10	37	10,40
5	0,90	16	3,40	27	6,46	38	10,80
6	1,10	17	3,60	28	6,80	39	11,20
7	1,30	18	3,84	29	7,20	40	11,60
8	1,50	19	4,14	30	7,60	41	12,00
9	1,80	20	4,30	31	8,00	42	12,50
10	2,00	21	4,60	32	8,40	43	13,00
11	2,20	22	4,86	33	8,80	44	13,45
12	2,45	23	5,13	34	9,20	45	14,00
13	2,70	24	5,46	35	9,60	46	14,50
			NH_4NO_3				
33	4,70	49	8,70	65	15,7	81	29,5
34	4,90	50	9,10	66	16,5	82	30,7
35	5,10	51	9,50	67	17,0	83	32,0

1	2	3	4	5	6	7	8
36	5,30	52	9,90	68	17,7	84	34,0
37	5,50	53	10,25	69	18,5	85	35,5
38	5,70	54	10,70	70	19,0	86	37,5
39	5,90	55	11,00	71	19,9	87	40,0
40	6,25	56	11,50	72	20,6	88	42,2
41	6,50	57	12,00	73	21,5	89	45,0
42	6,70	58	12,50	74	22,1	90	47,5
43	7,00	59	12,75	75	23,0	91	51,5
44	7,25	60	13,20	76	24,0	92	56,9
45	7,50	61	13,70	77	25,0	93	61,0
46	7,75	62	14,20	78	26,0	94	67,5
47	8,00	63	14,70	79	27,0	95	72,5
48	8,20	64	15,20	80	28,0		
			KOH				
25	10,0	39	22,0	53	53,8	67	110,0
26	10,3	40	23,6	54	57,0	68	115,0
27	10,7	41	25,2	55	60,4	69	120,5
28	11,2	42	27,0	56	63,9	70	126,5
29	11,8	43	29,0	57	67,6	71	131,5
30	12,2	44	31,0	58	71,3	72	137,5
31	13,0	45	33,0	59	75,0	73	143,5
32	13,9	46	35,3	60	78,8	74	150,0
33	14,8	47	37,6	61	82,8	75	155,5
34	15,9	48	39,9	62	87,0	76	163,0
35	17,0	49	42,4	63	91,4	77	169,6
36	18,1	50	45,6	64	96,0	78	176,5
37	19,2	51	47,8	65	100,5	79	185,5
38	20,6	52	50,8	66	105,0	80	190,5
			$K_2Cr_2O_7$				
6	0,40	22	2,60	38	7,10	54	18,0
7	0,50	23	2,80	39	7,50	55	19,0
8	0,60	24	3,00	40	8,00	56	20,0
9	0,70	25	3,20	41	8,50	57	21,0
10	0,80	26	3,40	42	9,00	58	22,0
11	0,90	27	3,60	43	9,60	59	23,0
12	1,00	28	3,90	44	10,20	60	24,2
13	1,08	29	4,20	45	10,90	61	25,6
14	1,35	30	4,40	46	11,60	62	27,0
15	1,50	31	4,70	47	12,30	63	28,5
16	1,60	32	5,00	48	13,00	64	30,0

Tiếp bảng VI.2

1	2	3	4	5	6	7	8
17	1,80	33	5,30	49	13,80	65	31,4
18	2,00	34	5,60	50	14,60	66	33,0
19	2,10	35	6,00	51	15,40	67	35,0
20	2,20	36	6,30	52	16,20		
21	2,40	37	6,70	53	17,10		
			K_2CO_3				
6	0,25	18	1,10	30	2,40	42	3,73
7	0,30	19	1,25	31	2,50	43	3,84
8	0,35	20	1,30	32	2,65	44	3,95
9	0,40	21	1,40	33	2,73	45	4,07
10	0,47	22	1,50	34	2,85	46	4,17
11	0,55	23	1,60	35	2,95	47	4,30
12	0,60	24	1,75	36	3,05	48	4,40
13	0,67	25	1,85	37	3,17	49	4,50
14	0,75	26	1,95	38	3,30	50	4,60
15	0,85	27	2,05	39	3,40	51	4,70
16	0,92	28	2,17	40	3,50		
17	1,02	29	2,30	41	3,60		
			K_2CrO_4				
6	0,40	17	1,20	28	2,40	39	4,27
7	0,45	18	1,27	29	2,55	40	4,45
8	0,50	19	1,85	30	2,70	41	4,65
9	0,55	20	1,45	31	2,80	42	4,85
10	0,62	21	1,55	32	3,05	43	5,05
11	0,70	22	1,65	33	3,20	44	5,25
12	0,79	23	1,75	34	3,40	45	5,40
13	0,85	24	1,87	35	3,55	46	5,65
14	0,95	25	2,00	36	3,70	47	5,85
15	1,05	26	2,12	37	3,90		
16	1,10	27	2,25	38	4,10		
			KNO_3				
5	0,45	24	2,40	43	4,95	62	9,08
6	0,52	25	2,52	44	5,10	63	9,30
7	0,60	26	2,65	45	5,25	64	9,62
8	0,70	27	2,80	46	5,40	65	10,00
9	0,80	28	2,92	47	5,57	66	10,30
10	0,90	29	3,05	48	5,75	67	10,55
11	1,00	30	3,20	49	5,90	68	10,87
12	1,10	31	3,32	50	6,12	69	11,25
13	1,20	32	3,45	51	6,25	70	11,55

Tiếp bảng VI.2

1	2	3	4	5	6	7	8
14	1,30	33	3,57	52	6,50	71	11,90
15	1,40	34	3,70	53	6,75	72	12,30
16	1,50	35	3,85	54	7,00	73	12,70
17	1,65	36	4,00	55	7,25	74	13,20
18	1,75	37	4,15	56	7,50	75	13,70
19	1,87	38	4,30	57	7,75	76	14,20
20	2,00	39	4,40	58	8,00	77	14,75
21	2,10	40	4,52	59	8,25	78	15,25
22	2,20	41	4,65	60	8,50		
23	2,30	42	4,80	61	8,77		
			K_2SO_4				
4,0	0,27	8,0	0,53	12,0	0,82	16,0	1,10
4,5	0,30	8,5	0,57	12,5	0,86	16,5	1,14
5,0	0,34	9,0	0,60	13,0	0,89	17,0	1,18
5,5	0,37	9,5	0,64	13,5	0,92	17,5	1,22
6,0	0,40	10,0	0,68	14,0	0,96	18,0	1,26
6,5	0,44	10,5	0,72	14,5	0,99	18,5	1,30
7,0	0,47	11,0	0,75	15,0	1,02	19,0	1,32
7,5	0,50	11,5	0,79	15,5	1,06	19,5	1,38
			$NaNO_3$				
1	0,10	18	2,30	35	5,55	52	10,70
2	0,20	19	2,45	36	5,80	53	11,10
3	0,32	20	2,60	37	6,05	54	11,55
4	0,40	21	2,77	38	6,30	55	12,00
5	0,52	22	2,94	39	6,55	56	12,50
6	0,67	23	3,10	40	6,80	57	13,00
7	0,78	24	3,25	41	7,10	58	13,50
8	0,90	25	3,45	42	7,40	59	14,00
9	1,00	26	3,60	43	7,70	60	14,50
10	1,15	27	3,80	44	8,00	61	15,20
11	1,30	28	4,00	45	8,35	62	15,80
12	1,40	29	4,25	46	8,70	63	16,40
13	1,56	30	4,45	47	8,95	64	17,10
14	1,70	31	4,65	48	9,20	65	17,90
15	1,85	32	4,90	49	9,60	66	18,80
16	2,00	33	5,20	50	9,98	67	19,80
17	2,15	34	5,53	51	10,30		
			$HgCl_2$				
12	0,225	18	0,340	24	0,455	30	0,570
13	0,242	19	0,360	25	0,475	31	0,590

Tiếp bảng VI.2

1	2	3	4	5	6	7	8
14	0,260	20	0,380	26	0,495	32	0,605
15	0,280	21	0,398	27	0,510	33	0,620
16	0,300	22	0,415	28	0,530	34	0,640
17	0,320	23	0,435	29	0,550		
			Na_2SO_4				
2	0,14	9	0,72	16	1,42	23	2,16
3	0,20	10	0,82	17	1,53	24	2,26
4	0,28	11	0,92	18	1,64	25	2,37
5	0,36	12	1,02	19	1,74	26	2,48
6	0,44	13	1,12	20	1,84	27	2,58
7	0,52	14	1,22	21	1,96	28	2,60
8	0,62	15	1,32	22	2,06	29	2,72
			$AgNO_3$				
3	0,16	17	0,96	31	1,88	45	3,00
4	0,22	18	1,02	32	1,96	46	3,10
5	0,27	19	1,08	33	2,01	47	3,20
6	0,32	20	1,14	34	2,12	48	3,30
7	0,38	21	1,20	35	2,18	49	3,40
8	0,43	22	1,28	36	2,26	50	3,50
9	0,50	23	1,34	37	2,34	51	3,60
10	0,54	24	1,40	38	2,42	52	3,70
11	0,60	25	1,46	39	2,50	53	3,82
12	0,66	26	1,54	40	2,58	54	3,96
13	0,72	27	1,60	41	2,66	55	4,06
14	0,78	28	1,68	42	2,74	56	4,20
15	0,84	29	1,74	43	2,84	57	4,32
16	0,90	30	1,81	44	2,92		
			$CuSO_4$				
8	0,20	17	0,50	26	0,98	35	2,06
9	0,22	18	0,54	27	1,06	36	2,24
10	0,26	19	0,58	28	1,16	37	2,42
11	0,28	20	0,63	29	1,26	38	2,62
12	0,32	21	0,68	30	1,36	39	2,86
13	0,36	22	0,73	31	1,49	40	3,10
14	0,39	23	0,79	32	1,62	41	3,35
15	0,42	24	0,84	33	1,76		
16	0,46	25	0,91	34	1,90		
			$BaCl_2$				
10	0,63	17	1,32	23	2,06	29	3,14
11	0,72	18	1,44	24	2,20	30	3,20

Tiếp bảng VI.2

1	2	3	4	5	6	7	8
12	0,81	19	1,56	25	2,34	31	3,41
13	0,92	20	1,68	26	2,48	32	3,62
14	1,01	21	1,80	27	2,64	33	3,82
15	1,12	22	1,92	28	2,82	34	4,06
16	1,20	-	-	-	-	-	-
			NaCl				
3	0,50	10	1,90	17	3,85	23	6,05
4	0,70	11	2,15	18	4,25	24	6,50
5	0,90	12	2,40	19	4,50	25	7,00
6	1,06	13	2,65	20	4,85	26	7,50
7	1,25	14	2,90	21	5,20	27	8,00
8	1,48	15	3,25	22	5.60	28	8,50
9	1,70	16	3,50	-	-	-	-
			$CaCl_2$				
10	1,50	26	7,75	42	21,00	58	40,50
11	1,60	27	8,50	43	22,00	59	42,00
12	1,75	28	9,00	44	23,25	60	43,00
13	2,00	29	9,75	45	24,25	61	44,50
14	2,50	30	10,50	46	25,50	62	46,00
15	2,75	31	11,25	47	26,50	63	47,50
16	3,00	32	12,00	48	28,00	64	49,25
17	3,50	33	12,75	49	29,00	65	50,70
18	3,75	34	13,50	50	30,00	66	52,50
19	4,00	35	14,25	51	31,25	67	54,50
20	4,50	36	15,25	52	32,50	68	56,00
21	5,00	37	16,25	53	34,00	69	58,00
22	5,50	38	17,25	54	35,25	70	60,00
23	6,00	39	18,00	55	36,50	71	62,00
24	6,50	40	19,00	56	37,75	72	64,00
25	7,00	41	20,00	57	39,00	73	65,75
			$ZnSO_4$				
8	0,18	18	0,60	28	1,35	38	2,96
9	0,20	19	0,65	29	1,45	39	3,15
10	0,25	20	0,70	30	1,55	40	3,40
11	0,275	21	0,75	31	1,70	41	3,60
12	0,32	22	0,85	32	1,85	42	3,85
13	0,35	23	0,90	33	2,00	43	4,10
14	0,45	24	1,00	34	2,15	44	4,40
15	0,47	25	1,075	35	2,35	45	4,65
16	0,50	26	1,15	36	2,55		

1	2	3	4	5	6	7	8
17	0,55	27	1,25	37	2,75		
			$FeSO_4$				
7	0,220	12	0,365	17	0,530	22	0,790
8	0,245	13	0,395	18	0,575	23	0,850
9	0,275	14	0,425	19	0,620	24	0,925
10	0,305	15	0,460	20	0,670	25	1,100
11	0,335	16	0,495	21	0,725	-	-
			$MgCl_2$				
1	0,20	10	2,00	19	6,00	28	13,40
2	0,22	11	2,40	20	6,60	29	14,40
3	0,50	12	2,70	21	7,40	30	15,40
4	0,57	13	3,00	22	8,10	31	16,60
5	0,65	14	3,50	23	8,90	32	18,00
6	0,90	15	3,90	24	9,70	33	19,40
7	1,20	16	4,35	25	10,60	34	21,00
8	1,40	17	4,80	26	11,40	35	22,00
9	1,70	18	5,40	27	12,40	36	24,80
			NaOH				
3	0,8	25	12,2	50	42,2	75	92,0
5	1,0	30	17,0	55	50,6	80	106,6
10	2,8	35	22,0	60	59,5	85	124,0
15	5,0	40	28,0	65	69,0	90	145,5
20	8,2	45	35,0	70	79,6	95	147,5

Trị số Δp là tổn thất áp suất hơi thứ để khắc phục sức cản thủy lực ở ống dẫn từ nồi trước sang nồi sau:

$$\Delta p = \frac{\omega^2 \rho}{2}\left(1 + \frac{\lambda L}{d} + \Sigma\xi\right),\ N/m^2; \qquad (VI.16)$$

Thường đối với mỗi nồi $\Delta''' = 1 - 1,5^{\circ}C$, do đó trong tính toán để đơn giản ta có thể tự chọn trong khoảng này.

14. Hiệu số nhiệt độ hữu ích trong hệ thống cô đặc được xác định như sau:

$$\Delta t_{hi} = \Delta t_{ch} - \Sigma\Delta,\ \text{độ}; \qquad (VI.17)$$

trong đó Δt_{ch} - hiệu số nhiệt độ chung, nghĩa là hiệu số giữa nhiệt độ hơi đốt của nồi I và nhiệt độ của hơi thứ ở thiết bị ngưng tụ:

$$\Delta t_{ch} = t - t_{ngt},\ \text{độ}; \qquad (VI.18)$$

ở đây t - nhiệt độ hơi đốt của nồi I, $^{\circ}C$; t_{ngt} - nhiệt độ của hơi thứ ở thiết bị ngưng tụ, $^{\circ}C$; $\Sigma\Delta$ - tổng tổn thất nhiệt độ, $^{\circ}C$

$$\Sigma\Delta = \Sigma\Delta' + \Sigma\Delta'' + \Sigma\Delta''', {}^oC. \qquad (VI.19)$$

15. Hiệu số nhiệt độ hữu ích có thể phân bố trong các nồi theo nhiều phương thức khác nhau, quan trọng nhất là theo hai phương thức sau:

a) Phân bố nhiệt độ hữu ích trong các nồi đảm bảo bề mặt đun nóng bằng nhau: trong trường hợp này hiệu số nhiệt độ hữu ích trong mỗi nồi tỉ lệ bậc nhất với tỉ số Q/K của các nồi tương ứng:

$$\Delta t_{hii} = \Delta t_{hi} \frac{Q_i/K_i}{\sum_{i=1}^{i=n} \frac{Q_i}{K_i}}, \text{ độ}; \qquad (VI.20)$$

trong đó Q_i - lượng nhiệt cung cấp, W; K_i - hệ số truyền nhiệt, W/m^2.độ; i - số thứ tự của nồi; n - số nồi.

b) Phân bố nhiệt độ hữu ích trong các nồi đảm bảo tổng bề mặt đốt trong hệ thống là nhỏ nhất. Trong trường hợp này hiệu số nhiệt độ hữu ích trong mỗi nồi tỉ lệ thuận với $\sqrt{Q/K}$ của các nồi tương ứng:

$$\Delta t_{hi} = \Delta t_{hi}, \frac{\sqrt{Q_i/K_i}}{\sum_{i=1}^{i=n} \sqrt{Q_i/K_i}} \text{ độ}; \qquad (VI.21)$$

16. Hệ số cấp nhiệt va hệ số truyền nhiệt trong các thiết bị cô đặc

Chất tải nhiệt thường dùng trong thiết bị cô đặc là hơi nước, ít gặp hơn là chất có nhiệt độ sôi cao hay chất tải nhiệt thể lỏng. Trong các thiết bị đun nóng dung dịch đến nhiệt độ sôi thường dùng hơi nước hay nước nóng ngưng tụ. Khi tính nhiệt cho các hệ thống thiết bị cô đặc ở dạng chung nhất bao gồm cả tính thiết bị đun nóng có thể gặp các dạng trao đổi nhiệt chủ yếu sau đây:

- từ chất tải nhiệt thể lỏng đến bề mặt đốt;
- từ bề mặt đốt đến dung dịch chưa sôi;
- từ hơi ngưng tụ đến bề mặt đốt;
- từ bề mặt đốt đến chất lỏng sôi.

Để tính các hệ số cấp nhiệt và hệ số truyền nhiệt cho thiết bị đun nóng dung dịch đến nhiệt độ sôi, áp dụng các công thức thích hợp tùy thuộc vào loại thiết bị và chế độ chuyển động của các chất tải nhiệt cũng như dung dịch cần đun nóng (chuyển động cưỡng bức hay đối lưu tự nhiên, chế độ xoáy, quá độ hay chuyển động dòng v.v...) đã cho trong chương Truyền nhiệt (chương V) Phương pháp và trình tự tính toán giống như đối với thiết bị trao đổi nhiệt thông thường.

Đối với bản thân các thiết bị cô đặc thông thường phải tính hệ số cấp nhiệt α_1 từ hơi ngưng tụ đến bề mặt đốt, hệ số cấp nhiệt α_2 từ bề mặt đốt đến dung dịch sôi và hệ số truyền nhiệt K.

a) Hệ số cấp nhiệt khi ngưng tụ hơi: Tùy điều kiện cụ thể mà lựa chọn một trong các công thức (V.104) ÷ (V.113) cho thích hợp. Tuy nhiên cần lưu ý là với

đa số thiết bị cô đặc hệ số cấp nhiệt α_1 từ phía hơi ngưng tụ thường được tính theo các công thức cho chế độ chảy dòng và quá độ của màng nước ngưng với nhiệt tải riêng q nhỏ và trung bình, còn công thức cho chế độ chảy xoáy của màng nước ngưng chỉ áp dụng cho thiết bị có ống truyền nhiệt cao trên 6m vì chỉ với loại này mới quan sát thấy hiện tượng chảy xoáy của màng nước ngưng ở phần dưới của các ống truyền nhiệt [59.384].

b) Hệ số cấp nhiệt α_2 từ bề mặt đốt đến chất lỏng sôi: Tùy thuộc vào cấu tạo thiết bị, giá trị của nhiệt tải riêng q, áp suất làm việc và chế độ sôi (sôi nhẹ, sôi sủi bọt hay sôi thành màng), điều kiện đối lưu của chất lỏng (đối lưu tự nhiên hay đối lưu cưỡng bức) mà chọn một trong các công thức (V.94, V.95, V.96, V.97, V.98 và V.100) cho thích hợp (chương V).

Ngoài ra với một số trường hợp cụ thể có thể tính α_2 theo các công thức sau đây:

- Khi sôi sủi bọt ở mức phát triển, nhiệt tải riêng q nhỏ hơn nhiệt tải tới hạn q_{th} thì hệ số cấp nhiệt α_2 cho chất lỏng sôi trong thể tích lớn hay trong ống có đối lưu tự nhiên có thể tính theo công thức sau [28.168]:

$$\alpha_2 = b\left(\frac{\lambda^2}{\nu\,\sigma.T_s}\right)^{1/3}.q^{2/3},\ \text{W/m}^2.\text{độ}; \qquad \text{(VI.22)}$$

hay

$$\alpha_2 = b^3.\left(\frac{\lambda^2}{\nu.\sigma.T_s}\right).\ \Delta t^2.\text{W/m}^2.\text{độ}; \qquad \text{(VI.23)}$$

trong đó $b = 0{,}075[1 + 10\left(\frac{\rho_l}{\rho_h} - 1\right)^{-2/3}]$ là một đại lượng không thứ nguyên, chỉ phụ thuộc vào tỉ số khối lượng riêng giữa lỏng và hơi; σ - sức căng bề mặt, N/m; T_s - nhiệt độ sôi, ^{o}K; q - nhiệt tải riêng, W/m^2; $\Delta t = t_t - t_s$; t_t và t_s - nhiệt độ tường và nhiệt độ sôi, ^{o}C; ν - hệ số độ nhớt động của chất lỏng, m^2/s; λ - hệ số dẫn nhiệt của chất lỏng, W/m.độ.

Các hằng số hóa lý lấy ở nhiệt độ sôi.

Giá trị của nhiệt tải riêng tới hạn q_{th} có thể tính theo công thức (V.93) trong chương V, hoặc tính theo công thức sau cho trường hợp chất lỏng sôi trên các ống nằm ngang trong thể tích lớn (khi $\rho_l >> \rho_h$):

$$q_{th} = 0{,}14.r.\sqrt{\rho_h}.\sqrt[4]{\sigma.g.\rho_l},\ \text{W/m}^2; \qquad \text{(VI.24)}$$

ở đây r - ẩn nhiệt hóa hơi của chất lỏng, J/kg.

- Để tính toán gần đúng hệ số cấp nhiệt α_2 khi chất lỏng sôi sủi bọt trên mặt ngoài chùm ống trong thể tích lớn và trong các ống thẳng đứng với giá trị nhiệt tải trung bình ($q \le 0{,}49q_{th}$) và áp suất từ 0,2 ÷ 10 at có thể dùng công thức sau: [28-186, 46-255]

$$\alpha_2 = 2{,}72.\varphi.p^{0,4}.q^{0,7},\ \text{W/m}^2.\text{độ}; \qquad \text{(VI.25)}$$

trong đó p - áp suất làm việc trong thiết bị, at; φ- thừa số, tính đến các tính chất vật lý của chất lỏng.

Giá trị thực nghiệm của φ đối với một số chất lỏng (khi sôi trên bề mặt ống bằng kim loại màu) cho trong bảng VI.3.

Bảng VI.3. **Giá trị của thừa số φ đối với một số chất lỏng**

Tên chất lỏng hay dung dịch	φ
Benzen	0,31
Gazolin	0,27
Heptan	0,46
Nước	1,00
Dung dịch 26% glixerin trong nước	0,83
Dung dịch 25% đường trong nước	0,57
Dung dịch 9% NaCl trong nước	0,86
Dung dịch 24% NaCl trong nước	0,62
Dung dịch 10% Na_2SO_4 trong nước	0,91
Dầu hỏa	0,31 - 0,56
Rượu metylic	0,36
Rượu etylic	0,45

- Khi dung dịch (có dung môi là nước) sôi trong các ống thẳng đứng với giá trị nhiệt tải $q = 8000 \div 62000$ kcal/m^2.h và áp suất từ 0,5 đến 4,0 at thì hệ số cấp nhiệt α_2 có thể tính theo công thức sau của Xorokin [58.84]:

$$\alpha_2 = A.q^{0,7}.p^{0,4}(1 - m\frac{b}{100}),\ \text{kcal/m}^2\text{.h.độ;} \qquad \text{(VI.26)}$$

trong đó $A = 4,6$ đối với các ống thép, $A = 3,0$ đối với các ống nhẵn được gia công đặc biệt; b - nồng độ dung dịch, % khối lượng; p - áp suất hơi thứ trong thiết bị cô đặc, at; m - hệ số thực nghiệm, cho trong bảng dưới đây:

Bảng VI.4. **Giá trị hệ số m trong công thức (VI.26) với một số dung dịch**

Tên dung dịch	Giới hạn nồng độ, %	Giá trị m
Đường	$0 \div 60$	1,2
NaCl	$0 \div 25$	1,8
KNO_3	$0 \div 40$	0,4
NH_4NO_3	$0 \div 40$	0,6
Na_2SO_4	$0 \div 10$	0,85
Glixêrin	$0 \div 30$	0,3

- Khi dung dịch (dung môi là nước) sôi và tuần hoàn mãnh liệt trong ống thì có thể tính hệ số cấp nhiệt α_{dd} theo hệ số cấp nhiệt của nước α_n bằng công thức sau đây [46.259, 45.142]:

$$\alpha_{dd} = \alpha_n \cdot \left(\frac{\lambda_{dd}}{\lambda_n}\right)^{0,565} \cdot \left[\left(\frac{\rho_{dd}}{\rho_n}\right)^2 \left(\frac{C_{dd}}{C_n}\right) \cdot \left(\frac{\mu_n}{\mu_{dd}}\right)\right]^{0,435}, \text{kcal/m}^2\text{.độ.h}; \quad \text{(VI.27)}$$

ở đây chỉ số dd thuộc về dung dịch, còn chỉ số n thuộc về nước.

- Khi dung dịch sôi có tuần hoàn cưỡng bức có thể tính α_2 theo công thức (V.95) trong chương V hay công thức sau đây của Boarts R.M, Badger, Meisenburg H.A [46.260] với giới hạn thay đổi của $Re = 65000 \div 307000$:

$$Nu = 0,028\, Re^{0,8}.Pr^{0,4}; \quad \text{(VI.28)}$$

các đại lượng ở đây cũng giống như trong công thức (V.100).

c) Hệ số truyền nhiệt trong các thiết bị cô đặc có tuần hoàn cưỡng bức (một phía là hơi đốt ngưng tụ, một phía là dung dịch sôi) có thể tính theo công thức thực nghiệm sau đây của Frêtgien và Betgie [46.259]:

$$K = 12500\left[1 + \frac{2,5}{L}\right] \cdot \frac{d^{0,57}\omega^{0,108}/L}{\mu^{0,25}.\Delta t^{0,1}}, \text{ kcal/m}^2\text{.h.độ}; \quad \text{(VI.29)}$$

L - chiều dài của ống truyền nhiệt, m; d - đường kính ống, m; ω - tốc độ tuần hoàn của chất lỏng, m/s; μ - độ nhớt động lực, cP.

Ngoài ra cũng có thể tính gần đúng hệ số truyền nhiệt K cho thiết bị cô đặc có tuần hoàn cưỡng bức theo công thức thực nghiệm sau:

$$K = 4385\,\frac{\omega^{0,45}}{\mu^{0,25}\Delta t^{0,1}}, \text{ W/m}^2\text{.độ}; \quad \text{(VI.30)}$$

trong đó ω - tốc độ tuần hoàn của dung dịch, m/s; μ - độ nhớt của chất lỏng, N.s/m^2; Δt - hiệu số nhiệt độ giữa nhiệt độ hơi đốt và nhiệt độ sôi của dung dịch, ^oC.

17. Thể tích của không gian hơi có thể xác định theo công thức:

$$V_{kgh} = \frac{W}{U_{kl}}, \text{ m}^3; \quad \text{(VI.31)}$$

$$V_{kgh} = \frac{W}{Ph.U_{tt}}, \text{ m}^3; \quad \text{(VI.32)}$$

trong đó W - lượng hơi thứ bốc lên trong thiết bị, kg/h; U_{kl} - cường độ bốc hơi cho phép của khoảng không gian hơi (khối lượng nước bay hơi trên 1 đơn vị thể tích của không gian hơi trong 1 đơn vị thời gian), kg/m^3.h; U_{tt} - cường độ, bốc hơi thể tích cho phép của khoảng không gian hơi (thể tích hơi nước bốc hơi trên 1 đơn vị thể tích của không gian hơi trong 1 đơn vị thời gian), m^3/m^3.h; Ph - khối lượng riêng của hơi thứ, kg/m^3.

Theo số liệu thực nghiệm đối với 1 số dung dịch loãng như NaOH, Na_2CO_3, Na_2SO_4, NaCl... (với nồng độ < 1% khối lượng) và ở áp suất P_h = 1 at thì cường

độ bốc hơi thể tích cho phép là $U_{tt} = 1600 \div 1700$ $m^3/m^3.h$.

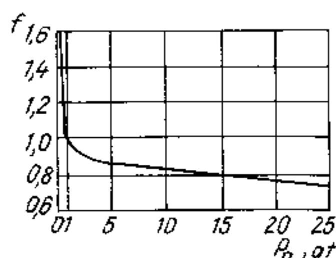
Ý nghĩa của số liệu U_{tt} này là ở chỗ người ta sử dụng nó làm cơ sở khi xác định sơ bộ U_{tt} của các dung dịch khác.

Ảnh hưởng của nồng độ dung dịch đến U_{tt} chưa được xác lập, do đó khi tính toán một cách gần đúng đối với các dung dịch đậm đặc ta cũng có thể sử dụng $U_{tt} = 1600 \div 1700$ $m^3/m^3.h$.

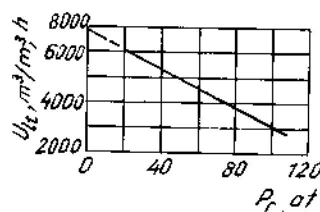
Áp suất hơi thứ có ảnh hưởng đáng kể đến U_{tt}, do đó khi $P_h \neq 1$ at thì

$$U_{tt} = f.U_{tt(1at)},\ m^3/m^3h; \qquad (VI.33)$$

ở đây $U_{tt(1at)}$ - cường độ bốc hơi thể tích cho phép khi $p = 1$ at, m^3/m^3h; f - hệ số hiệu chỉnh - xác định theo đồ thị hình VI.3 (trường hợp khi $P_h < 1$at thì đồ thị này không chính xác).



Hình VI.3. Đồ thị để xác định hệ số f trong phương trình (VI.33)



Hình VI.4. Đồ thị để xác định cường độ bốc hơi thể tích cho phép U_{tt} đối với thiết bị cô đặc có phòng đốt ngoài

Trong thiết bị cô đặc phòng đốt ngoài vị trí đưa hỗn hợp lỏng - hơi vào buồng bốc có ảnh hưởng đến U_{tt}. Khi đưa hỗn hợp lỏng - hơi vào phía trên mặt thoáng của dung dịch trong buồng bốc thì U_{tt} có giá trị lớn nhất; giá trị đó có thể xác định gần đúng theo đồ thị hình VI.4.

Trong thực tế để giảm sự dao động áp suất làm việc trong thiết bị bốc hơi người ta khống chế một cách hợp lý sao cho trong buồng bốc và trong buồng đốt có thể tích chất lỏng là nhỏ nhất và cửa đưa hỗn hợp lỏng - hơi vào buồng bốc thường là ở phía trên mặt thoáng của dung dịch.

Từ các công thức (VI.31) và (VI.32) khi tính được V_{kgh} ta dễ dàng xác định được chiều cao của không gian hơn H_{kgh} (khi biết đường kính buồng bốc, đại lượng này có thể tự chọn) theo công thức (VI.34); hoặc tính được đường kính của buồng bốc D_{bb} (khi biết chiều cao của không gian hơi - có thể tự chọn) theo công thức (VI.35).

$$H_{kgh} = \frac{4V}{\pi.D_{bb}^2},\ m; \qquad (VI.34)$$

$$D_{bb} = \sqrt{\frac{4V}{\pi.H_{kgh}}},\ m; \qquad (VI.35)$$

trong đó V - thể tích không gian hơi, m^3; D_{bb} - đường kính buồng bốc, m; H_{kgh} - chiều cao không gian hơi, m.

Trong thực tế thường chiều cao của khoảng không gian hơi H_{kgh} không nhỏ hơn 1,5m; còn khi bốc hơi các dung dịch tạo bọt mạnh thì chọn $H_{kgh} = 2,5 \div 3$m.

18. Nhiệt hòa tan của các chất rắn có độ hòa tan bé.

$$q_{ht} = \frac{19190.lg\dfrac{C_1}{C_2}}{M\left(\dfrac{1}{T_2} - \dfrac{1}{T_1}\right)}, \text{ J/kg;} \qquad \text{(VI.36)}$$

trong đó C_1, C_2 - độ hòa tan của chất rắn ở nhiệt độ T_1 và T_2, (T_1 và T_2 tính bằng ^oK); M - khối lượng mol của chất hòa tan, kg/kmol.

Các giá trị thực nghiệm về nhiệt hòa tan của một số chất rắn có thể xem ở bảng VI.5 dưới đây hay bảng I.217, biểu đồ I.67

Bảng VI.5. **Nhiệt hòa tan của một số muối trong nước**
(1 kmol muối trong n kmol nước)

Công thức chất muối	Khối lượng mol	q, KJ/kmol	n
NaCl	58,5	+ 4939	100
Na_2SO_4	142	- 1925	400
$Na_2SO_4.10H_2O$	322	+ 78529	400
$NaNO_3$	85	+ 21055	200
$K_2CO_3.1,5H_2O$	165	+ 1591	400
KCl	74,6	+ 17539	100
KNO_3	101	+ 53665	200
$KOH.2H_2O$	92	+ 125	170
$(NH_4)_2SO_4$	132	+ 9921	400
$CaCl_2.6H_2O$	219	+ 18042	400
$MgCl_2.6H_2O$	203	- 12349	400

Khi không có các số liệu thực nghiệm thì có thể tính nhiệt hòa tan theo công thức (VI.36).

19. Khối lượng các tinh thể được tạo thành:

$$G_{t.th} = \frac{G_1(x_2 - x_1) - Wx_2}{x_2 - x_{t.th}}, \text{ kg;} \qquad \text{(VI.37)}$$

trong đó G_1 - lượng dung dịch đầu, kg; x_1 - nồng độ của dung dịch đầu tính theo muối khan, % khối lượng; x_2 - nồng độ của dung dịch còn lại sau khi kết tinh, tính theo muối khan % khối lượng; W - lượng dung môi bay hơi, kg; $x_{tth} = \dfrac{M}{M_{t.th}}$ - tỉ số

giữa khối lượng mol của chất hòa tan khan và tinh thể hiđrat.

Nếu kết tinh ở dạng không ngậm nước thì $x_{tth} = 1$.

Khi tiến hành quá trình kết tinh mà không tách dung môi ($W = 0$) thì:

$$G_{tth} = \frac{G_1.(x_1 - x_2)}{x_{tth} - x_2}, \text{ kg.} \qquad \text{(VI.38)}$$

20. Nhiệt tỏa ra lúc kết tinh khi không làm bay hơi một phần dung môi:

$$Q = G_1 C(t_1 - t_2) + G_{tth}.q \text{ ,J.} \qquad \text{(VI.39)}$$

trong đó G_1 - khối lượng dung dịch đầu, kg; C - nhiệt dung riêng của dung dịch đầu, J/kg.độ; t_1, t_2 - nhiệt độ đầu và nhiệt độ cuối của dung dịch, °C; G_{tth} - khối lượng các tinh thể được tạo thành, kg; q - nhiệt kết tinh, J/kg.

21. Đường kính trong của buồng đốt của thiết bị cô đặc có ống tuần hoàn ở tâm. (khi xếp ống theo hình lục giác đều) [54.165]:

$$D_{tt} = \sqrt{\frac{0,4.\beta^2.\sin\alpha.F}{\psi L} + (d_{th} + 2\beta d_n)^2}, \text{ m;} \qquad \text{(VI.40)}$$

trong đó $\beta = \frac{t}{d_n}$, thường lấy $\beta = 1,3 \div 1,5$; t - bước ống, m; d_n - đường kính ngoài của ống truyền nhiệt, m; ψ - hệ số sử dụng lưới đỡ ống, thường dao động trong khoảng 0,7 + 0,9; L - chiều dài của ống truyền nhiệt, m; d_{th} - đường kính ngoài của ống tuần hoàn, m; $\sin\alpha = \sin 60^o$ (do xếp theo hình lục giác đều, ba ống cạnh nhau ở hai dãy sát nhau tạo thành một tam giác đều, có góc đỉnh $\alpha = 60^o$).

22. Đường kính của ống dẫn và cửa ra vào của thiết bị xác định từ phương trình lưu lượng:

$$V_s = \frac{\pi.d^2}{4}\omega; \qquad \text{(VI.41)}$$

từ đó

$$d = \sqrt{\frac{V_s}{0,785\omega}}, \text{ m;} \qquad \text{(VII.42)}$$

trong đó V_s - lưu lượng khí (hơi) hoặc dung dịch chảy trong ống, m³/s; ω - tốc độ thích hợp của khí (hơi) hoặc dung dịch đi trong ống, m/s.

Thường chọn tốc độ như sau:

a) chất lỏng ít nhớt $\omega = 1 - 2$m/s;

b) chất lỏng nhớt $\omega = 0,5 - 1$ m/s;

c) khi ở áp suất thường hoặc xấp xỉ áp suất thường $\omega = 10 - 20$ m/s;

d) hơi nước bão hòa $\omega = 20 - 40$m/s;

e) hơi quá nhiệt $\omega = 30 - 50$m/s.

§3. Một số loại thiết bị cô đặc chủ yếu

23. Thiết bị cô đặc có ống tuần hoàn trung tâm

Hình VI.5 mô tả thiết bị cô đặc có ống tuần hoàn trung tâm.

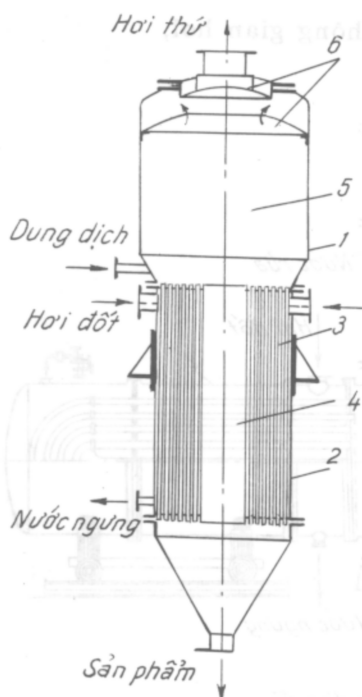
Phần dưới của thiết bị là phòng đốt *2* gồm có các ống truyền nhiệt *3* và ở tâm có ống tuần hoàn *4* tương đối lớn. Dung dịch đi bên trong ống, hơi đốt đi vào khoảng trống phía ngoài ống. Phía trên phòng đốt là phòng tách hơi thứ khỏi hỗn hợp hơi - lỏng *5* còn gọi là buồng bốc. Trong buồng bốc có bộ phận tách bọt *6* dùng để tách những giọt lỏng do hơi thứ mang theo.

Khi năng suất thiết bị lớn, có thể thay một ống tuần hoàn trung tâm bằng một vài ống có đường kính nhỏ hơn.

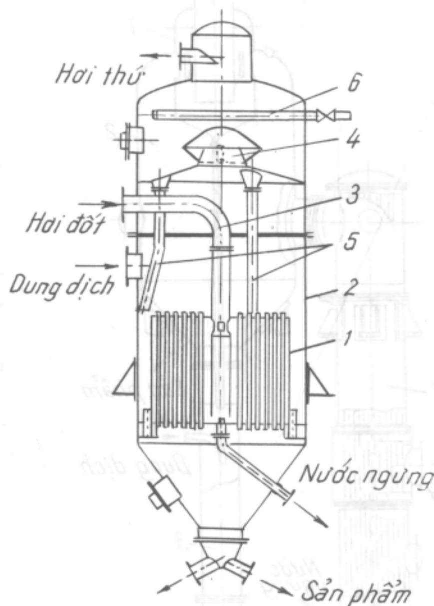
Muốn cho dung dịch tuần hoàn tốt thì nên cho dung dịch vào phòng đốt chiếm từ 0,4 - 0,7 chiều cao ống; tốc độ đi trong ống tuần hoàn chọn khoảng 0,4 - 0,5 m/s. Diện tích thiết diện của ống tuần hoàn lấy khoảng 15 - 20% thiết diện của tất cả các ống truyền nhiệt.

Thiết bị cô đặc loại này có ưu điểm là: cấu tạo đơn giản, dễ cọ rửa và sửa chữa, nhưng tốc độ tuần hoàn còn bé, nên hệ số truyền nhiệt thấp.

Thiết bị loại này dùng để cô đặc các dung dịch có độ nhớt lớn, những dung dịch có thể có nhiều váng, cặn.



Hình VI.5. Thiết bị cô đặc có ống tuần hoàn trung tâm:
1- vỏ; 2- phòng đốt; 3- ống truyền nhiệt; 4- ống tuần hoàn trung tâm; 5- phòng phân ly; 6- bộ phận tách bọt



Hình IV.6. Thiết bị cô đặc phòng đốt treo:
1- phòng đốt; 2- thân thiết bị; 3- ống dẫn hơi đốt; 4- bộ phận tách bọt; 5- ống dẫn bọt; 6- ống dẫn nước rửa

24. Thiết bị cô đặc phòng đốt treo. Hình VI.6 mô tả thiết bị cô đặc phòng đốt treo. Phòng đốt treo ở bên trong thiết bị, phần dưới của phòng đốt được đặt trên các giá đỡ. Phòng đốt treo này có thể tháo ra khỏi thiết bị để cọ rửa và sửa chữa. Hơi đốt đi vào theo ống *3* rồi phun ra không gian bên ngoài các ống truyền nhiệt. Giữa thân thiết bị *2* và thân phòng đốt *1* tạo thành khe hở hình vành khăn và lúc thiết bị làm việc thì khe hở đó chứa đầy dung dịch (đóng vai trò như ống tuần hoàn).

Thiết bị cô đặc loại này thường được dùng để cô đặc dung dịch có kết tinh và được ứng dụng rộng rãi trong công nghiệp hóa chất.

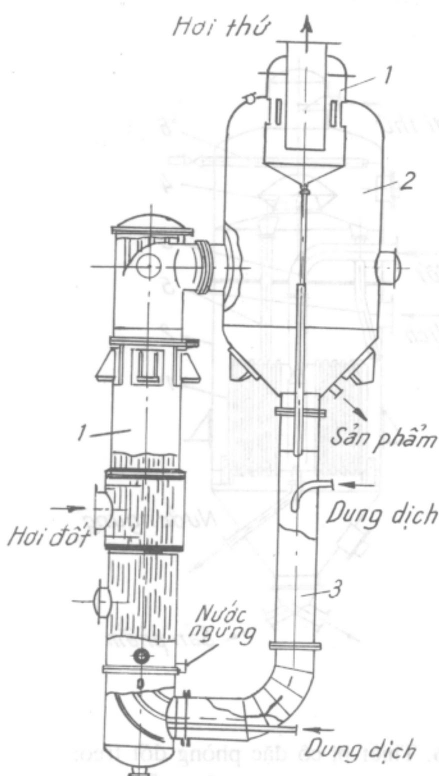
Loại thiết bị này thường có bề mặt truyền nhiệt F là 75,95,150m^2; và kích thước ống truyền nhiệt d = 57,5 ÷ 63,5mm; 64 ÷ 70mm; chiều dài ống L = 1300 ÷ 1700mm.

25. Thiết bị cô đặc loại phòng đốt ngoài

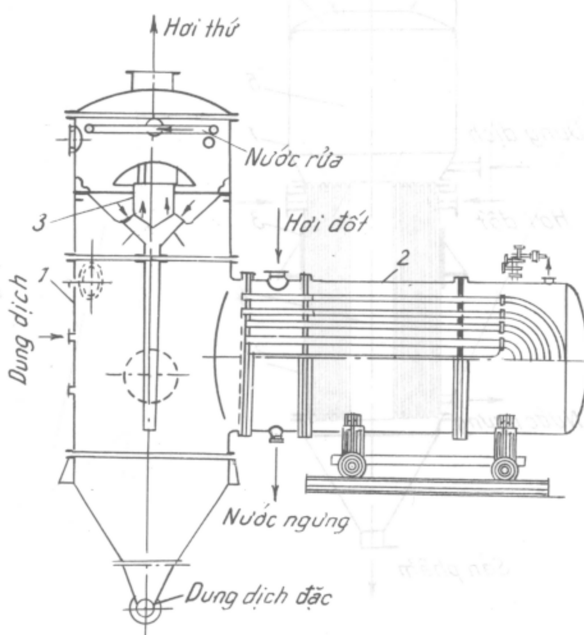
Thiết bị loại này có buồng đốt và không gian bốc hơi (buồng bốc) hoàn toàn tách rời nhau. Chúng chỉ liên hệ với nhau bằng ống nối. Xem các hình VI.7 và hình VI.8. Tách rời như vậy có lợi là:

- giảm bớt được khoảng cách theo chiều cao giữa buồng đốt và không gian bốc hơi; có thể điều chỉnh được sự tuần hoàn;

- hoàn toàn tách hết bọt, vì buồng đốt cách xa không gian hơi;



Hình VI.7. Thiết bị cô đặc có phòng đốt ngoài thẳng đứng:
1- phòng đốt; 2- phòng bốc; 3- ống tuần hoàn; 4- bộ phận tách bọt



Hình VI.8. Thiết bị cô đặc phòng đốt ngoài nằm ngang:
1- phòng bốc; 2- phòng đốt; 3- bộ phận tách bọt

- có khả năng sử dụng không gian hơi như là một bộ phận phân ly loại ly tâm;

- một không gian hơi có thể nối với hai hoặc nhiều buồng đốt và như vậy có thể luân phiên nhau sửa chữa buồng đốt mà không phải ngừng sản xuất.

Tốc độ dung dịch trong ống truyền nhiệt thường lấy bằng $\omega = 1 \div 1{,}2$m/s. Buồng đốt loại này có thể đặt đứng, đặt ngang hoặc đặt nghiêng.

Hình VI.7 mô tả thiết bị phòng đốt ngoài thẳng đứng.

Dung dịch đi vào buồng đốt *1* được đun sôi tạo thành hỗn hợp hơi - lỏng đi vào phòng bốc *2* ở đây hơi thứ được tách ra và đi lên phía trên. Dung dịch quay về buồng đốt *1* theo ống tuần hoàn *3*. Các ống truyền nhiệt ở thiết bị này có thể dài đến 7m.

Hình VI.8 mô tả thiết bị cô đặc có buồng đốt ngoài nằm ngang. Buồng đốt *2* là thiết bị trao đổi nhiệt ống chữ U.

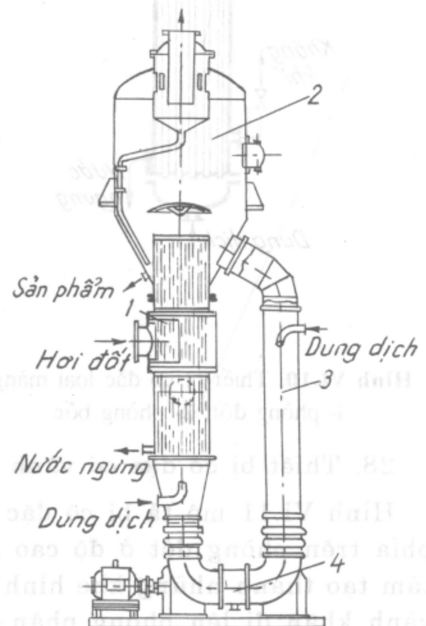
Loại này lúc làm việc thì giữ mức dung dịch nằm thấp hơn nửa ống chữ U.

26. Thiết bị cô đặc loại có tuần hoàn cưỡng bức

Hình VI.9 mô tả thiết bị cô đặc có tuần hoàn cưỡng bức.

Dung dịch cho vào phòng đốt *1* qua cửa ở ống tuần hoàn *3*. Dung dịch đặc đi ra ở phần dưới của phòng bốc *2* ở dạng sản phẩm, còn phần lớn lại chảy về ống *3* do bơm tuần hoàn hút và trộn lẫn với dung dịch đầu đi vào phòng đốt.

Nếu lấy tốc độ tuần hoàn là 2m/s thì mức chất lỏng sôi ở trên miệng ống và nếu tốc độ càng lớn thì chất lỏng sôi ở mức càng cao. Thực tế nên lấy tốc độ tuần hoàn từ 1,5- 3,5m/s là phù hợp. Nếu chọn tốc độ tuần hoàn bé hơn 1m/s thì không có lợi, bởi vì trong trường hợp này chất lỏng ở trong ống sẽ sôi ở mức thấp và quá trình bốc hơi có tuần hoàn cưỡng bức sẽ gần giống như bốc hơi với tuần hoàn tự nhiên. Nhưng nếu chọn tốc độ tuần hoàn quá lớn cũng không có hiệu quả, vì khi tốc độ lớn hơn 4m/s thì hệ số truyền nhiệt cũng không tăng lên. Đối với những dung dịch khi cô đặc có cặn bám lên thành ống hoặc tạo thành tinh thể thì không nên chọn tốc độ nhỏ hơn 2,5m/s.



Hình VI.9. Thiết bị cô đặc tuần hoàn cưỡng bức:
1- phòng đốt; 2- phòng bốc; 3- ống tuần hoàn; 4- bơm tuần hoàn

27. Thiết bị cô đặc loại màng

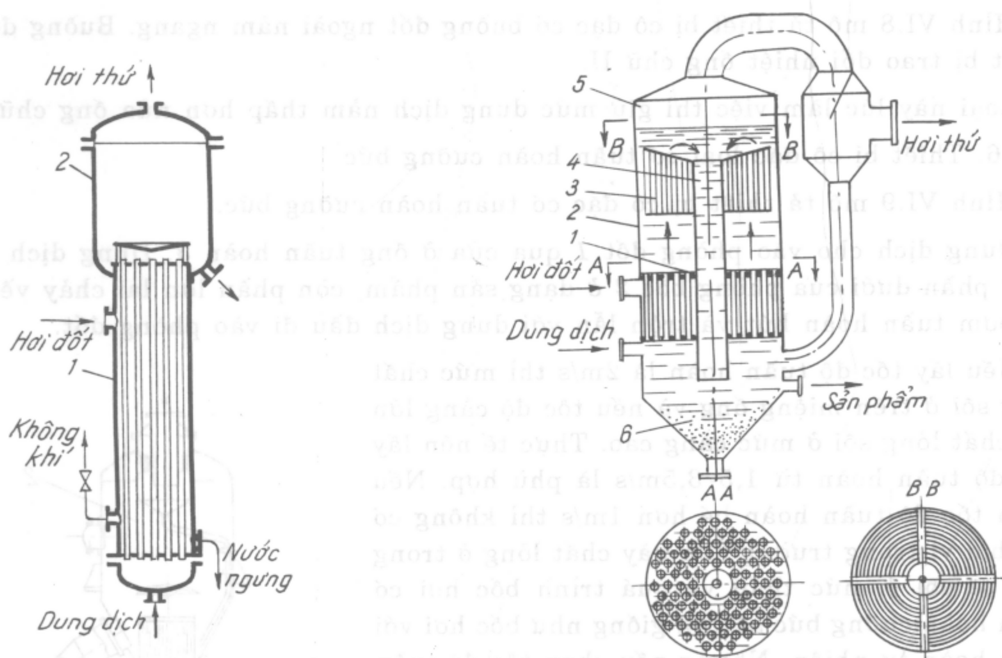
Hình VI.10 mô tả thiết bị cô đặc loại màng. Trong thiết bị này dung dịch chuyển động dọc theo bề mặt truyền nhiệt ở dạng màng mỏng từ dưới lên. Phòng đốt *1* là thiết bị truyền nhiệt ống chùm dài 6 - 9m. Khi khởi động thiết bị cho hơi đốt vào trước, sau đó cho tiếp dung dịch vào từ dưới lên và chiếm khoảng 1/4 ÷ 1/5 chiều cao ống truyền nhiệt. Khi sôi hơi thứ chiếm hầu hết tiết

diện của ống và đi từ dưới lên với tốc độ rất lớn (20m/s) kéo theo màng chất lỏng ở bề mặt ống cùng đi lên.

Khi màng chất lỏng đi từ dưới lên tiếp lục bay hơi, nồng độ dung dịch tăng dần và lên đến miệng ống thì đạt được nồng độ cần thiết.

Hỗn hợp hơi - lỏng đi ra khỏi ống với tốc độ rất lớn đập vào các cánh cong của bộ phận tách bọt *3* có dạng xoắn ốc nên hỗn hợp hơi - lỏng quay tròn, do đó sinh ra lực ly tâm làm cho các hạt lỏng bắn ra xung quanh, nhờ vậy quá trình phân ly hơi và lỏng được thực hiện triệt để.

Thiết bị loại này có hệ số truyền nhiệt lớn khi mức chất lỏng thích hợp.



Hình VI.10. Thiết bị cô đặc loại màng: 1- phòng đốt; 2- phòng bốc

Hình VI.11. Thiết bị cô đặc có vành dẫn chất lỏng: 1- phòng đốt; 2- vỏ thiết bị; 3- tấm ngăn (đệm); 4- ống tuần hoàn; 5- phòng phân ly; 6- đáy kết tinh

28. Thiết bị cô đặc có vành dẫn chất lỏng

Hình VI.11 mô tả bị cô đặc có vành dẫn chất lỏng. Thiết bị gồm phòng đốt *1*, phía trên phòng đốt ở độ cao gần 3m có đặt những tấm ngăn *3* hình tròn đồng tâm tạo thành những khe hình vành khăn. Hỗn hợp hơi - lỏng từ những khe hình vành khăn đi lên phòng phân ly *5*. Chất lỏng đi xuống phòng đốt qua ống tuần hoàn *4*; phần kết tinh lắng xuống đáy *6*.

Phòng đốt chỉ có nhiệm vụ đốt nóng dung dịch, còn khi sôi thì dung dịch sẽ sôi ở trong các khe vành khăn do các tấm ngăn 3 tạo nên. Tác dụng của tấm ngăn này là làm cho quá trình sôi ổn định và không tạo ra các dòng tuần hoàn ngược có hại ở khu vực sôi.

Loại thiết bị này có tốc độ tuần hoàn tương đối lớn ≈ 3m/s trong lúc đó ở các loại thiết bị có tuần hoàn tự nhiên khác tốc độ tuần hoàn chỉ đạt 1 - 1,5m/s.

Mặt khác vì dung dịch không sôi trong ống truyền nhiệt nên bề mặt truyền nhiệt ít bị bám cặn.

Thiết bị loại này thích hợp, với các dung dịch đậm đặc, kết tinh và dung dịch nhớt.

29. Lựa chọn loại và kiểu cấu tạo thiết bị cô đặc

Loại và kiểu cấu tạo thiết bị cô đặc phải được lựa chọn trên cơ sở những tính chất lý hóa của dung dịch cần cô đặc như độ nhớt, tổn thất nhiệt độ sôi, khối lượng riêng, sức căng bề mặt (liên quan tới độ tạo bọt của dung dịch) hệ số hòa tan và khả năng kết tinh, độ vững bền nhiệt, tính chất ăn mòn hóa học v.v. Các tính chất của dung dịch đồng thời còn quyết định cả việc lựa chọn vật liệu để chế tạo thiết bị nữa.

Cấu tạo của thiết bị cô đặc cần thỏa mãn những yêu cầu chung về mặt công nghệ cũng như về mặt kết cấu và phải đạt được những chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật tối ưu. Thỏa mãn yêu cầu về công nghệ có nghĩa là bảo đảm chất lượng cao nhất của sản phẩm, với dung dịch này đó là tính chất trong suốt không biến màu, với dung dịch khác đó là sản phẩm không bị phân hủy ở nhiệt độ cao và cả hai trường hợp đều liên quan đến thời gian lưu của dung dịch trong thiết bị. Các thiết bị cô đặc phải đảm bảo lượng sản phẩm bị tổn thất là ít nhất. Yêu cầu về mặt kết cấu thiết bị bao gồm năng suất cao, cường độ truyền nhiệt lớn với thể tích thiết bị nhỏ nhất và tốn ít kim loại chế tạo, cấu tạo đơn giản giá thành rẻ làm việc ổn định và đáng tin cậy, dễ làm sạch bề mặt truyền nhiệt, thuận tiện khi quan sát, lắp ráp, thay thế và sửa chữa. Ngoài ra thiết bị cô đặc cũng phải thỏa mãn yêu cầu như đối với thiết bị trao đổi nhiệt, cụ thể là có hệ số truyền nhiệt lớn, tách khí không ngưng khỏi hơi đốt và bọt khỏi hơi thứ tốt, tháo nước ngưng liên tục và triệt để, bố trí bề mặt truyền nhiệt đảm bảo phân bố hơi đốt đi ngoài ống tốt. Bảo đảm bù giãn nở nhiệt v.v.

Hệ số truyền nhiệt cao và năng suất lớn thường đạt được bằng cách tăng tốc độ tuần hoàn của dung dịch. Tuy nhiên điều đó đồng thời làm tăng chi phí cho năng lượng tiêu tốn và giảm hiệu số nhiệt độ hữu ích vì khi giữ nguyên nhiệt độ hơi đốt với việc tăng trở lực thủy học thì nhiệt độ sôi của dung dịch cũng tăng lên.

Để cô đặc các dung dịch có độ nhớt nhỏ ($\mu \leq 8.10^{-3}$ N.s/m^2) và không kết tinh thì thường dùng thiết bị loại thẳng đứng có tuần hoàn tự nhiên nhiều lần, trong đó đạt hiệu quả cao hơn cả là loại có phòng đốt ngoài và ống tuần hoàn ngoài. Để cô đặc các dung dịch không kết tinh có độ nhớt lớn $\mu \approx 0,1$ N.s/m^2 thường dùng thiết bị có tuần hoàn cưỡng bức hay thiết bị loại màng với màng đi từ trên xuống hoặc thiết bị loại màng có cánh khuấy kiểu rôto.

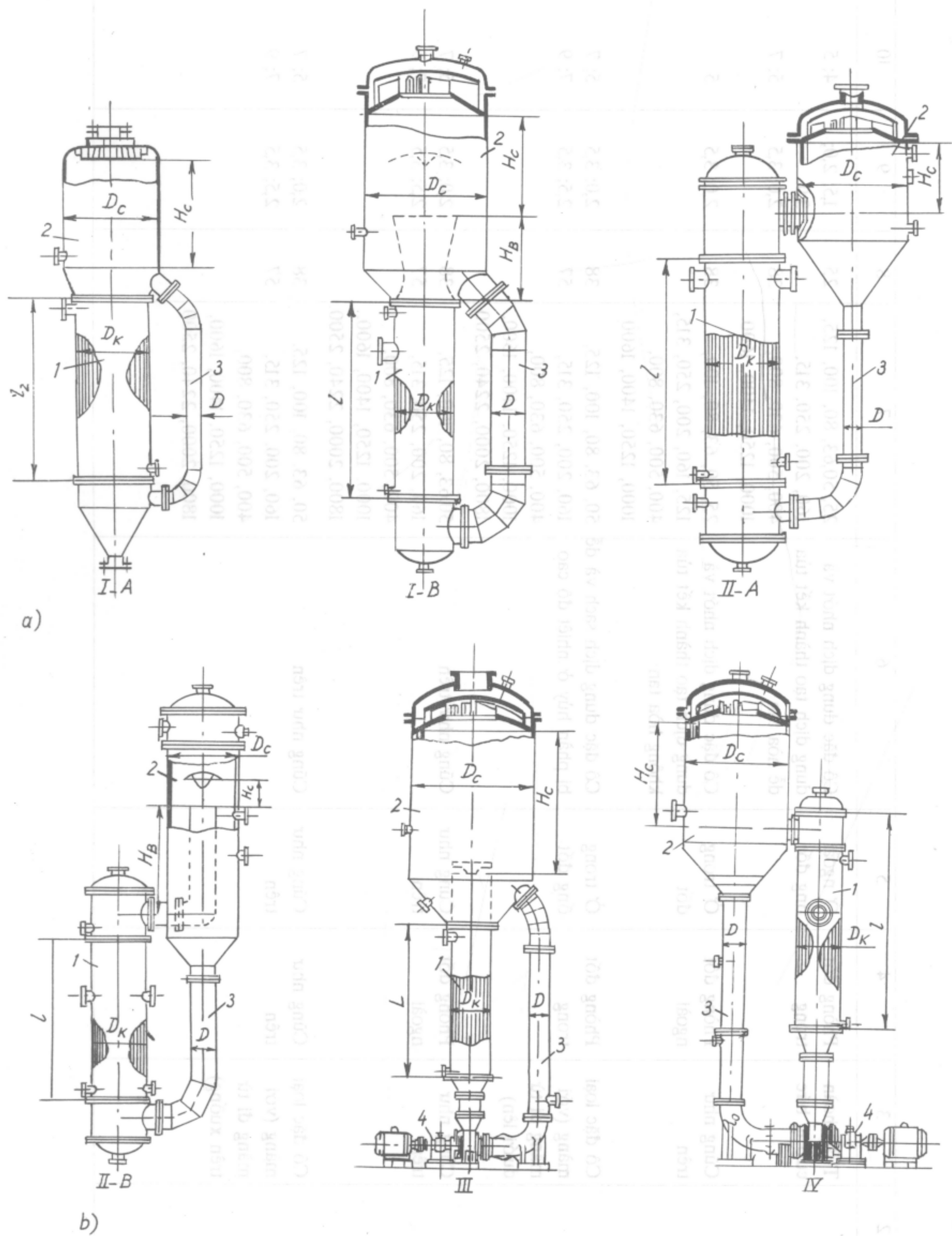
Để cô đặc các dung dịch kết tinh và rất nhớt có thể dùng thiết bị có tuần hoàn cưỡng bức hay thiết bị tuần hoàn tự nhiên nhưng có khu vực sôi bố trí ngoài ống đốt. Với các dung dịch tạo bọt mạnh nên dùng thiết bị loại màng với màng đi từ dưới lên.

Bảng VI.6. **Những đặc trưng cơ bản của thiết bị cô đặc [40.630]**

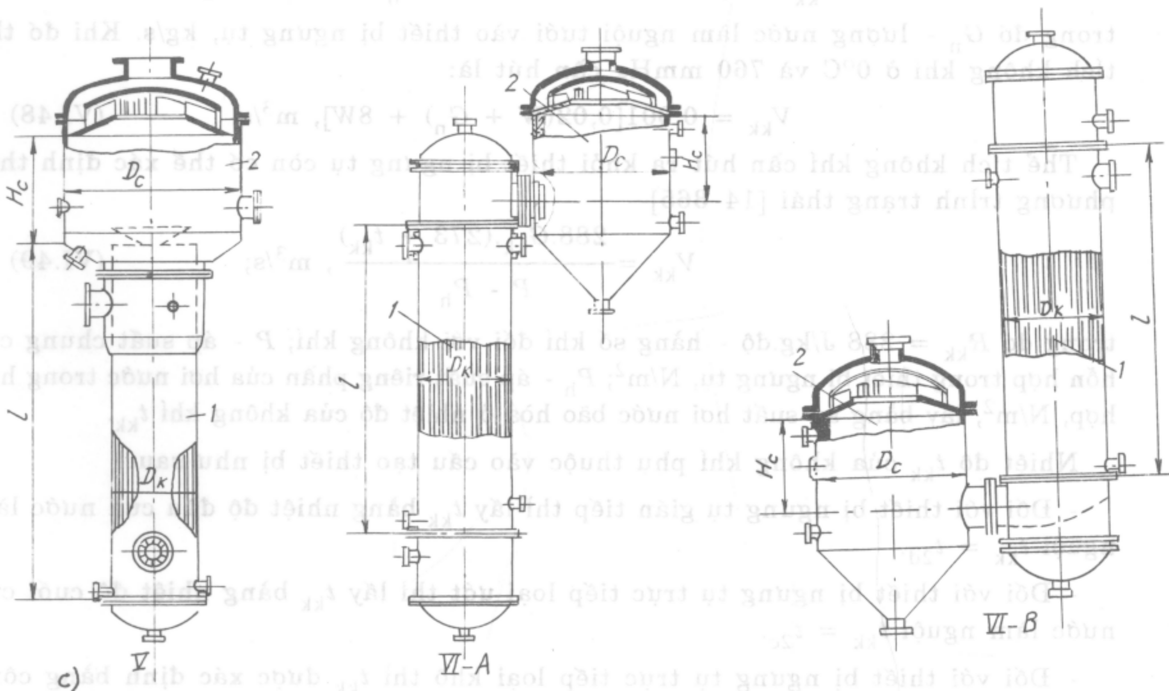
Loại	Kiểu	Nguyên tắc làm việc	Đặc điểm của cơ cấu		Những ứng dụng cơ bản	Bề mặt trao đổi nhiệt, m^2	đường kính, mm	Kích thước ống đốt	
			bố trí phòng đốt	bố trí khu vực sôi				bề dày, mm	chiều dài, mm
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
I	A	Tuần hoàn tự nhiên	Phòng đốt trong	Ở trong ống đốt	Cô đặc các dung dịch không tạo thành kết tủa trên bề mặt ống đốt	1; 16; 25; 50; 63; 80; 100; 125; 160; 200; 250; 315; 400; 500; 630; 800; 1000; 1250; 1400; 1600; 1800; 2000	25 38 57	2,0; 3,0 2,0; 3,5 2,5; 3,5	3; 4; 5 3; 4; 5; 7 2, 5; 4; 5; 7
	B	Cũng như trên	Cũng như trên	Ở ngoài ống đốt	Cô đặc các dung dịch tạo thành kết tủa dễ hòa tan trên bề mặt ống	10; 16; 25; 50; 63; 80; 100; 125; 160; 200; 250, 315, 400, 500, 630, 800, 1000, 1250, 1400, 1600, 1800, 2000	25 38 57	1,5; 2,0 3,0 2,0; 3,5 2,5; 3,5	4; 5 4; 5; 7 3; 5; 7
II	A	Cũng như trên	Phòng đốt ngoài	Ở trong ống đốt	Cô đặc các dung dịch không tạo thành kết tủa trên bề mặt đốt và các dung dịch dễ tạo bọt	10, 16, 25, 50, 63, 80, 100, 125, 160, 200, 250, 315, 400, 500, 630, 800, 1000, 1250, 1400, 1600, 1800, 2000	25 38 57	2,0; 3,0 2,0; 3,5 2,5; 3,5	3; 4; 5 3; 4; 5; 7 2,5; 4; 5; 7
	B	Cũng như trên	Cũng như trên	Ở ngoài ống đốt	Cô đặc dung dịch tạo thành kết tủa không hòa tan trên bề mặt đốt	10, 16, 25, 50, 63, 80, 100, 125, 160, 200, 250, 315, 400, 500, 630, 800, 1000, 1250, 1400, 1600, 1800, 2000	38 57	2,0; 3,5 2,5; 3,5	4; 5 5; 7

Tiếp bảng VI.6

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
III		Tuần hoàn cưỡng bức	Phòng đốt trong	Ở ngoài ống đốt	Cô đặc dung dịch nhớt và dung dịch tạo thành kết tủa dễ hòa tan	25, 50,63, 80, 100, 125, 160, 200, 250, 315, 400, 500, 630, 800, 1000, 1250, 1400, 1600	25 38	1,5; 2,0; 3,0 2,0; 3,5	4; 5 5; 7
IV		Cũng như trên	Phòng đốt ngoài	Ở trong đốt	Cô đặc dung dịch nhớt và dung dịch tạo thành kết tủa không hòa tan	25, 50, 63, 80, 100, 125, 160, 200, 250, 315, 400, 500, 630, 800, 1000, 1250, 1400, 1600	38	2,0; 3,5	5
V		Cô đặc loại màng (với màng đi từ dưới lên)	Phòng đốt trong	Ở trong ống đốt	Cô đặc dung dịch sạch và dễ bị phân hủy ở nhiệt độ cao	50, 63, 80, 100, 125, 160, 200, 250, 315, 400, 500, 630, 800, 1000, 1250, 1400, 1600, 1800, 2000, 2240, 2500	38 57	2,0; 3,5 2,5; 3,5	5; 7 7; 9
VI	A	Cũng như trên	Phòng đốt ngoài	Cũng như trên	Cũng như trên	50,63, 80, 100, 125, 160, 200, 250, 315, 400, 500, 630, 800, 1000, 1250, 1400, 1600, 1800, 2000, 2240, 2500.	38 57	2,0; 3,5 2,5; 3,5	5; 7 7; 9
	B	Cô đặc loại màng (với màng đi từ trên xuống)	Cũng như trên	Cũng như trên	Cũng như trên	50, 63, 80, 100, 125, 160, 200, 250, 315, 400, 500, 630, 800, 1000, 1250, 1400, 1600, 1800, 2000, 2240, 2500	38 57	2,0; 3,5 2,5; 3,5	5; 7 7; 9



Hình VI.12. (xem chú thích hình VI.12 trang 83)



Hình VI.12. Các loại thiết bị cô đặc (xem đặc trưng trong bảng VI.6):
1- phòng đốt; 2- phòng bốc; 3- ống tuần hoàn; 4- bơm

30. Những đặc trưng cơ bản của các loại, kiểu thiết bị cô đặc cũng như phạm vi ứng dụng của từng loại cho trong bảng VI.6.

§4. Tính toán thiết bị ngưng tụ barômet

31. Lượng không khí và khí không ngưng cần hút ra khỏi thiết bị ngưng tụ được tính theo các công thức sau [14.365] :

- Đối với biết bị ngưng tụ gián tiếp, lượng khí cần hút là:

$$G_{kk} = 0{,}000025W + 0{,}01W, \text{ kg/s}; \qquad \text{(VI.43)}$$

hay có thể chấp nhận gần đúng bằng:

$$G_{kk} \approx 0{,}01\ W, \text{kg/s}; \qquad \text{(VI.44)}$$

trong đó W - lượng hơi đi vào thiết bị ngưng tụ, kg/s.

Thể tích không khí cần hút ra khỏi thiết bị ngưng tụ ở 0°C và 760mmHg là:

$$V_{kk} = 0{,}001\ (\frac{0{,}025}{1{,}25}\ .\ W + \frac{10}{1{,}25}\ W), \text{ m}^3\text{/s}; \qquad \text{(VI.45)}$$

hay

$$V_{kk} = 0{,}001(0{,}02W + 8W), \text{ m}^3\text{/s}. \qquad \text{(VI.46)}$$

- Đối với thiết bị ngưng tụ trực tiếp, lượng không khí cần hút được tính như sau:

$$G_{kk} = 0{,}000025W + 0{,}000025G_n + 0{,}01W,\ \text{kg/s}; \qquad \text{(VI.47)}$$

trong đó G_n - lượng nước làm nguội tưới vào thiết bị ngưng tụ, kg/s. Khi đó thể tích không khí ở 0°C và 760 mmHg cần hút là:

$$V_{kk} = 0{,}001[0{,}02(W + G_n) + 8W],\ \text{m}^3/\text{s}. \qquad \text{(VI.48)}$$

Thể tích không khí cần hút ra khỏi thiết bị ngưng tụ còn có thể xác định theo phương trình trạng thái [14-365]

$$V_{kk} = \frac{288.G_{kk}.(273 + t_{kk})}{P - P_h},\ \text{m}^3/\text{s}; \qquad \text{(VI.49)}$$

trong đó R_{kk} = 288 J/kg.độ - hằng số khí đối với không khí; P - áp suất chung của hỗn hợp trong thiết bị ngưng tụ, N/m²; P_h - áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp, N/m², lấy bằng áp suất hơi nước bão hòa ở nhiệt độ của không khí t_{kk}.

Nhiệt độ t_{kk} của không khí phụ thuộc vào cấu tạo thiết bị như sau:

- Đối với thiết bị ngưng tụ gián tiếp thì lấy t_{kk} bằng nhiệt độ đầu của nước làm nguội $t_{kk} = t_{2đ}$.

- Đối với thiết bị ngưng tụ trực tiếp loại ướt thì lấy t_{kk} bằng nhiệt độ cuối của nước làm nguội $t_{kk} = t_{2c}$.

- Đối với thiết bị ngưng tụ trực tiếp loại khô thì t_{kk} được xác định bằng công thức thực nghiệm sau:

$$t_{kk} = t_{2đ} + 4 + 0{,}1\ (t_{2c} - t_{2đ}),\ ^{o}\text{C}; \qquad \text{(VI.50)}$$

ở đây $t_{2đ}$, t_{2c} - nhiệt độ của nước làm nguội vào và ra khỏi thiết bị ngưng tụ, °C.

32. Lượng nước lạnh cần thiết để ngưng tụ:

$$G_n = \frac{W\ (i - C_n t_{2c})}{C_n(t_{2c} - t_{2đ})},\ \text{kg/s}; \qquad \text{(VI.51)}$$

trong đó G_n - lượng nước lạnh cần thiết để ngưng tụ, kg/s; W - lượng hơi ngưng đi vào thiết bị ngưng tụ, kg/s; i - nhiệt lượng riêng (hàm nhiệt) của hơi ngưng, J/kg; $t_{2đ}$, t_{2c} - nhiệt độ đầu và cuối của nước lạnh, °C; C_n - nhiệt dung riêng trung bình của nước, J/kg.độ.

33. Các kích thước chủ yếu của thiết bị ngưng tụ barômét

a) Đường kính của thiết bị ngưng tụ

Thường người ta lấy năng suất tính toán của thiết bị ngưng tụ lớn hơn gấp một lần rưỡi năng suất thực tế của nó; khi đó đường kính trong của thiết bị có thể xác định theo công thức:

$$D_{tr} = 1{,}383\sqrt{\frac{W}{\rho_h.\omega_h}},\ \text{m}; \qquad \text{(VI.52)}$$

trong đó D_{tr} - đường kính trong của thiết bị ngưng tụ, m; W - lượng hơi ngưng tụ, kg/s; ρ_h - khối lượng riêng của hơi, kg/m³; ω_h - tốc độ của hơi trong thiết bị ngưng tụ, m/s.

Tốc độ hơi phụ thuộc vào cách phân phối nước trong thiết bị, tức là theo độ lớn của các tia nước. Khi tính toán ta có thể lấy vận tốc của hơi như sau:

- Nếu thiết bị ngưng tụ làm việc với áp suất khoảng 0,1 - 0,2 at thì ta có thể chọn $\omega_h \approx 55 \div 35$m/s.

- Nếu áp suất làm việc khoảng 0,2 - 0,4 at thì ta có thể chọn $\omega_h \approx 35 - 15$ m/s.

b) Kích thước tấm ngăn

- Tấm ngăn có dạng hình viên phân để đảm bảo làm việc tốt, chiều rộng của tấm ngăn b có thể xác định như sau:

$$b = \frac{D_{tr}}{2} + 50, \text{ mm}; \qquad \text{(VI.53)}$$

trong đó D_{tr} - đường kính trong của thiết bị ngưng tụ, mm.

- Trên tấm ngăn có đục nhiều lỗ nhỏ:

nếu nước làm nguội là nước sạch thì lấy đường kính các lỗ là 2 mm;

nếu nước làm nguội là nước bẩn thì lấy đường kính các lỗ bằng 5mm.

- Tổng diện tích bề mặt của các lỗ trong toàn bộ mặt cắt ngang của thiết bị ngưng tụ, nghĩa là trên một cặp tấm ngăn là:

$$f = G_n/\omega_c, \text{ m}^2; \qquad \text{(VI.54)}$$

trong đó G_n - lưu lượng nước, m^3/s; G_n phụ thuộc vào lượng hơi được ngưng tụ và thường thay đổi trong giới hạn từ $(15 \div 60)W$; ω_c - tốc độ của tia nước, m/s. Tốc độ của tia nước khi chiều cao của gờ tấm ngăn = 40 mm có thể lấy bằng ≈ 0,62 m/s.

- Chiều dày tấm ngăn, tùy điều kiện cụ thể mà chọn; thường trong khoảng δ = 3 - 5mm. Trong tính toán người ta thường lấy δ = 4mm.

- Các lỗ xếp theo hình lục giác đều. Ta có thể xác định bước của các lỗ bằng công thức:

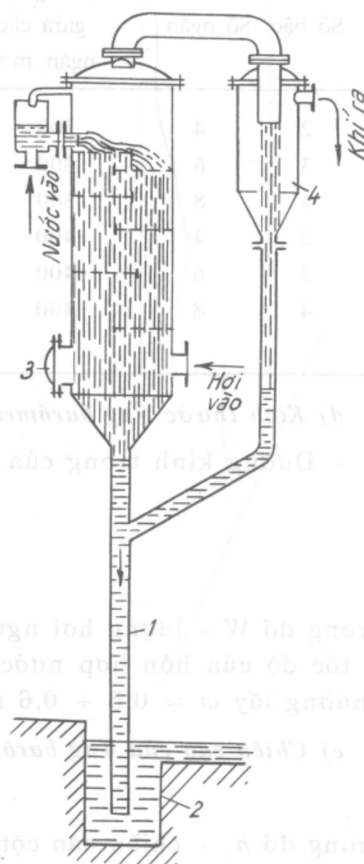
$$t = 0{,}866d(f_e/f_{tb})^{1/2}, \text{ mm}; \qquad \text{(VI.55)}$$

trong đó d - đường kính của lỗ, mm; f_e/f_{tb} - tỉ số giữa tổng số diện tích tiết diện các lỗ với diện tích tiết diện của thiết bị ngưng tụ, thường lấy ≈ 0,025 - 0,1.

c) Chiều cao thiết bị ngưng tụ:

Mức độ đun nóng nước được xác định theo công thức sau:

$$P = \frac{t_{2c} - t_{2d}}{t_{bh} - t_{2d}}; \qquad \text{(VI.56)}$$



Hình VI.13. Sơ đồ thiết bị ngưng tụ barômet:
1- ống barômet; 2- bể chứa; 3- cửa sửa chữa; 4- thiết bị thu hồi bọt

trong đó $t_{2đ}$, t_{2c} - nhiệt độ đầu và cuối của nước tưới vào thiết bị, °C; t_{bh} - nhiệt độ của hơi bão hòa ngưng tụ, °C.

Dựa vào trị số của mức độ đun nóng P ta tra ra khoảng cách trung bình giữa các ngăn theo bảng VI. 7.

Khi biết được khoảng cách trung bình giữa các ngăn và số ngăn, ta có thể xác định được chiều cao hữu ích của thiết bị ngưng tụ.

Thực tế khi hơi đi trong thiết bị ngưng tụ từ dưới lên thì thể tích của nó sẽ giảm dần, do đó khoảng cách hợp lý nhất giữa các ngăn cũng nên giảm dần theo hướng từ dưới lên khoảng chừng 50mm cho mỗi ngăn.

Bảng VI.7. **Trị số mức độ đun nóng nước P trong thiết bị ngưng tụ barômét**

Số bậc	Số ngăn	Khoảng cách giữa các ngăn, mm	Thời gian rơi qua một bậc, s	Mức độ đun nóng khí đường kính của tia nước tính bằng mm		
				2	3	5
2	4	300	0,35	0,538	0,368	0,214
3	6	300	0,35	0,465	0,466	0,263
4	8	300	0,35	0,727	0,533	0,310
2	4	400	0,41	0,580	0,410	0,233
3	6	400	0,41	0,687	0,500	0,289
4	8	400	0,41	0,774	0,568	0,346

d) Kích thước ống barômet:

- Đường kính trong của ống barômet tính theo công thức:

$$d = \sqrt{\frac{0,004(Gn + W)}{\pi . \omega}}\ , \text{ m}; \qquad (VI.57)$$

trong đó W - lượng hơi ngưng, kg/s; G_n - lượng nước lạnh tưới vào tháp, kg/s; ϖ - tốc độ của hỗn hợp nước và chất lỏng đã ngưng chảy trong ống barômét, m/s; thường lấy $\varpi \approx 0,5 \div 0,6$ m/s [40 - 634] .

e) Chiều cao của ống barômet có thể xác định theo công thức sau:

$$H = h_1 + h_2 + 0,5\text{m m}; \qquad (VI.58)$$

trong đó h_1 - chiều cao cột nước trong ống barômét cân bằng với hiệu số giữa áp suất khí quyển và áp suất trong thiết bị ngưng tụ

$$h_1 = 10,33 \frac{b}{760}\ , \text{ m}; \qquad (VI.59)$$

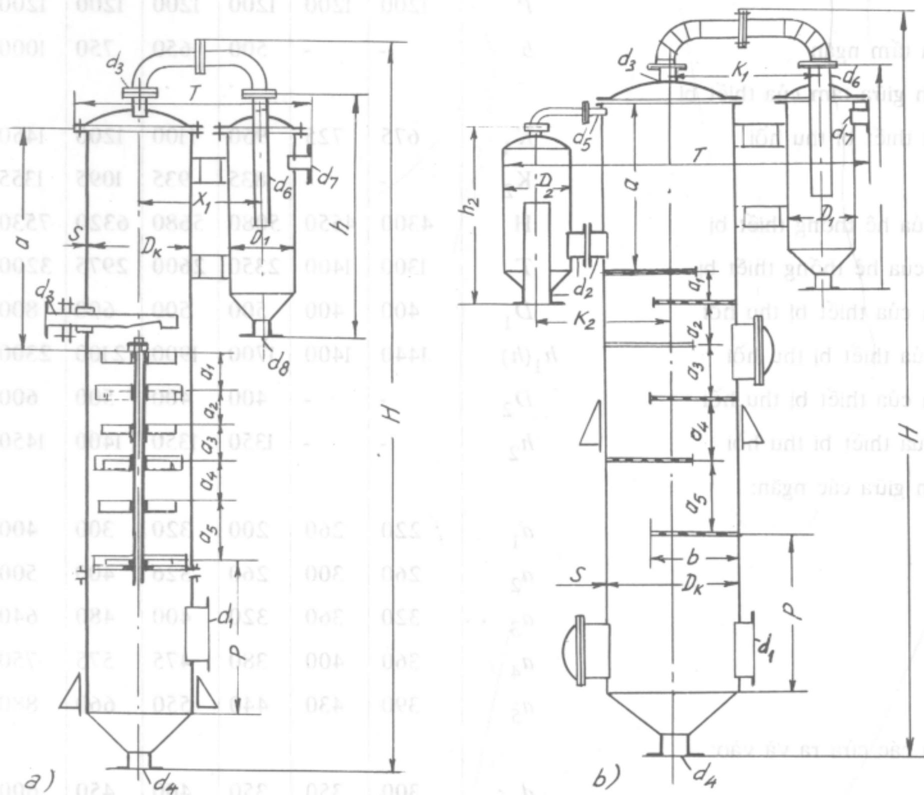
ở đây b - độ chân không trong thiết bị ngưng tụ, mmHg; h_2 - chiều cao cột nước trong ống barômét cần để khắc phục toàn bộ trở lực khi nước chảy trong ống:

$$h_2 = \frac{\omega^2}{2g}\left(1 + \lambda \frac{H}{d} + \sum \xi\right), \text{ m.} \qquad \text{(VI.60)}$$

Nếu như ta lấy hệ số trở lực khi vào ống $\xi_1 = 0,5$ và khi ra khỏi ống $\xi_2 = 1$ thì công thức (VI.60) sẽ có dạng:

$$h_2 = \frac{\omega^2}{2g}\left(2,5 + \lambda . \frac{H}{d}\right), \text{ m;} \qquad \text{(VI.61)}$$

ở đây H - toàn bộ chiều cao ống barômet, m; d - đường kính trong của ống barômet, m; λ - hệ số trở lực do ma sát khi nước chảy trong ống.



Hình VI.14. Cấu tạo của thiết bị ngưng tụ barômet:
a) thiết bị có đường kính 500 và 600 mm;
b) thiết bị có đường kính 800 - 2000 mm

Bảng VI.8. **Những kích thước cơ bản (tính bằng mm) của thiết bị ngưng tụ barômet**

Ký hiệu các kích thước		Đường kính trong của thiết bị ngừng tụ D_{tr}, mm						
		500	600	800	1000	1200	1600	2000
Chiều dày của thành thiết bị	S	5	5	5	6	6	8	10
Khoảng cách tự ngăn trên cùng đến nắp thiết bị	a	1300	1300	1300	1300	1300	1300	1300
Khoảng cách từ ngăn cuối cùng đến đáy của thiết bị	P	1200	1200	1200	1200	1200	1200	1200
Bề rộng của tấm ngăn	b	-	-	500	650	750	1000	1250
Khoảng cách giữa tâm của thiết bị ngưng tụ và thiết bị thu hồi	K_1	675	725	950	1100	1200	1450	1650
	K_2	-	-	835	935	1095	1355	1660
Chiều cao của hệ thống thiết bị	H	4300	4550	5080	5680	6320	7530	8500
Chiều rộng của hệ thống thiết bị	T	1300	1400	2350	2600	2975	3200	3450
Đường kính của thiết bị thu hồi	D_1	400	400	500	500	600	800	800
Chiều cao của thiết bị thu hồi	$h_1(h)$	1440	1400	1700	1900	2100	2300	2300
Đường kính của thiết bị thu hồi	D_2	-	-	400	400	500	600	800
Chiều cao của thiết bị thu hồi	h_2	-	-	1350	1350	1400	1450	1550
Khoảng cách giữa các ngăn:								
	a_1	220	260	200	320	300	400	500
	a_2	260	300	260	326	400	500	650
	a_3	320	360	320	400	480	640	800
	a_4	360	400	380	475	575	750	950
	a_5	390	430	440	550	660	880	1070
Đường kính các cửa ra và vào:								
Hơi vào	d_1	300	350	350	400	450	600	800
Nước vào	d_2	100	125	200	200	250	300	400
Hỗn hợp khí và hơi ra	d_3	80	100	125	150	200	200	250
Nối với ống barômét	d_4	125	150	200	200	250	300	400
Hỗn hợp khí và hơi vào thiết bị thu hồi	d_5	80	100	125	150	200	200	250
Hỗn hợp khí và hơi ra khỏi thiết bị thu hồi	d_6	50	70	80	100	150	200	250
Nối từ thiết bị thu hồi đến ống barômet	d_7	50	50	70	70	80	80	100
Ống thông khí	d_8	-	-	25	25	25	25	25

Ngoài ra cần có chiều cao dự trữ 0,5m là để ngăn ngừa nước dâng lên trong ống và chảy tràn vào đường ống dẫn hơi khí áp suất khí quyển tăng.

§5. Thiết bị cô đặc nhiều nồi

34. Thiết bị cô đặc nhiều nồi cho phép tiết kiệm nhiều hơi đốt so với thiết bị một nồi. Số nồi tăng lên thì lượng hơi đốt tiêu tốn riêng giảm nhưng giá thành thiết bị tăng lên. Nhiệm vụ chủ yếu trong thiết kế là xác định số nồi tối ưu bằng cách giả định số nồi là 2, 3, 4,... với mỗi trường hợp tính bề mặt đốt, giá thành chế tạo, chi phí vận hành, sửa chữa, khấu hao v.v. rồi tính tổng chi phí cho từng trường hợp đó. Số nồi tối ưu sẽ là số nồi ứng với tổng chi phí nhỏ nhất. Kinh nghiệm cho thấy với hệ thống thiết bị làm việc trong điều kiện chân không số nồi thích hợp nhất không quá 5, còn với hệ thống thiết bị làm việc ở áp suất cao thì số nồi không quá 3 (xem chi tiết phương pháp xác định số nồi tối ưu trong [14- 383, 54- 152].

35. Hệ thống thiết bị cô đặc nhiều nồi có thể được sắp xếp theo nhiều phương án khác nhau: xuôi chiều (hơi đốt và dung dịch đi cùng chiều với nhau từ nồi nọ sau nồi kia), ngược chiều (hơi đốt đi từ nồi đầu đến nồi cuối còn dung dịch đi từ nồi cuối đến nồi đầu), hay chéo dòng (dung dịch đồng thời đi vào các nồi, còn hơi đốt đi từ nồi nọ sang nồi kia). Phương án cuối cùng ít dùng.

36. Nhiệt độ cực đại trong nồi được đun nóng lên cao nhất được xác định hoặc từ áp suất hơi đốt có sẵn trong nhà máy hoặc từ nhiệt độ sôi cao nhất cho phép của dung dịch dựa theo các điều kiện công nghệ. Nhiệt độ thấp nhất trong nồi được đun lên ít nhất được xác định như sau: với hệ thống thiết bị làm việc trong chân không xác định theo độ chân không đạt được (thường vào khoảng 50 - 60°C), còn với hệ thống thiết bị làm việc ở áp suất cao thì xác định theo nhiệt độ của hơi thứ (không thấp hơn 102 - 103°C). Trong hệ thống thiết bị nhiều nồi đang làm việc thì nhiệt độ sôi của dung dịch trong các nồi tự xác lập tùy thuộc vào giá trị thực tế của hệ số truyền nhiệt trong các nồi đó và không tự điều chỉnh được [40 - 637].

37. Cân bằng nhiệt trong mỗi nồi của hệ thống nhiều nồi cũng được thiết lập theo công thức (VI.3). Ví dụ, cân bằng nhiệt cho hệ thống cô đặc ba nồi xuôi chiều (không tính đến nhiệt khử nước) có thể viết dưới dạng sau:

Cho nồi I:

$$D.(i_h - i_{ng}) = G_d.C_1.(t_{s1} - t_d) + W_1.(i_1 - C_n t_{s1}) + Q_{tth1}; \quad (VI.62)$$

Cho nồi II:

$$(W_1 - E_1)(i_1 - i_{ng1}) = (G_d - W_1).C_2.(t_{s2} - t_{s1}) + W_2.(i_2 - Cnt_{s2}) + Q_{tth2}; \quad (VI.63)$$

Cho nồi III:

$$(W_2 - E_2)(i_2 - i_{ng2}) = (G_d - W_1 - W_2)C_3(t_{s3} - t_{s2}) + W_3(i_3 - C_n t_{s3}) + Q_{tth3}; \quad (VI.64)$$

trong đó D - lượng hơi đốt khô tiêu tốn, kg/s; G_d - lượng dung dịch đầu, kg/s; W, W_1, W_2, W_3 - lượng hơi thứ bốc lên của cả hệ thống và từng nồi, kg/s; E_1, E_2 - lượng hơi phụ lấy ra từ nồi 1 và nồi 2, kg/s;, Q_{tth1}, Q_{tth2}, Q_{tth3} - lượng nhiệt tổn thất từ các nồi, W; i_h, i_1, i_2, i_3 - hàm nhiệt của hơi đốt, hơi thứ trong các nồi,

J/kg; i_{ng}, i_{ng1}, i_{ng2} - hàm nhiệt của nước ngưng từ hơi đốt và hơi thứ trong các nồi, J/kg; t_d - nhiệt độ đầu của dung dịch khi vào thiết bị, °C; t_{s1}, t_{s2}, t_{s3} - nhiệt độ sôi của dung dịch trong các nồi, °C; C_n - nhiệt dung riêng của nước, J/kg.độ; C_1, C_2, C_3 - nhiệt dung riêng của dung dịch đi vào các nồi, J/kg.độ.

38. Cân bằng vật liệu chung của cả hệ thống tính theo lượng nước bốc hơi:

$$W = W_1 + W_2 + W_3, \text{ kg/s.} \qquad \text{(VI.65)}$$

39. Tính toán hệ thống thiết bị cô đặc nhiều nồi xuôi chiều không lấy hơi phụ theo phương pháp tính dần gần đúng cần tiến hành theo trình tự sau:

- Theo phương trình (VI.1) tính tổng lượng hơi thứ bốc lên của cả hệ thống thiết bị W và sơ bộ phân bố cho các nồi bằng nhau nghĩa là lượng hơi thứ bốc lên từ mỗi nồi sẽ bằng W/n (n là số nồi);

- Theo các phương trình cân bằng vật liệu đối với vật liệu khô tuyệt đối (VI.2a) ÷ (VI.2c) xác định nồng độ cuối của dung dịch trong các nồi;

- Sơ bộ phân bố chênh lệch áp suất chung của cả hệ thống ΔP(ΔP là hiệu số giữa áp suất hơi đốt sơ cấp P_1 ở nồi I và áp suất hơi thứ trong thiết bị ngưng tụ P_{ng}) cho các nồi bằng nhau, nghĩa là nếu có n nồi thì chênh lệnh áp suất trong mỗi nồi sẽ bằng $\Delta P_{nồi} = \Delta P/n$;

- Theo trị số đã cho của áp suất hơi thứ trong thiết bị ngưng tụ P_{ng} và những chênh lệch áp suất trong các nồi $\Delta P_{nồi}$ vừa chấp nhận tính áp suất hơi thứ trong các nồi nhừ sau:

trong nồi 1 $\quad P_{ht1} = P_1 - \Delta P_{nồi}$

trong nồi 2 $\quad P_{ht2} = P_{ht1} - \Delta P_{nồi}$

trong nồi n $\quad P_{htn} \approx P_{ng}$.

Sau đó tra bảng "Tính chất hóa lý của hơi nước bão hòa phụ thuộc vào áp suất" (bảng I.251) tìm nhiệt độ của hơi thứ trong các nồi;

- Xác định tổng tổn thất nhiệt độ $\Sigma\Delta$ bằng tổng của các tổn thất nhiệt độ do nồng độ dung dịch, do áp suất thủy tĩnh và do sức cản thủy lực trong ống dẫn của các nồi theo các công thức (VI.9) ÷ (VI.19);

- Tính hiệu số nhiệt độ chung Δt_{ch} theo công thức (VI.18);

- Tính hiệu số nhiệt độ hữu ích của cả hệ thống Δt_{hi} theo công thức (VI.17) và phân bố cho các nồi. Trong tính toán sơ bộ vòng đầu thường chấp nhận nhiệt tải Q_1, Q_2,..., Q_n trong các nồi bằng nhau và sơ bộ giả thiết tỉ lệ giữa hệ số truyền nhiệt $K_1 : K_2:,...,:K_n$ trong các nồi. Hiệu số nhiệt độ hữu ích của cả hệ thống Δt_{hi} thường được phân bố cho các nồi theo phương thức bề mặt đốt của các nồi bằng nhau, tức là theo công thức (VI.20);

- Sau khi phân bố Δt_{hi} cho các nồi, tìm nhiệt độ hơi đốt, hơi thứ và nhiệt độ sôi của dung dịch trong các nồi. Sơ đồ trình tự tính các trị số nhiệt độ đó đối với hệ thống cô đặc nhiều nồi xuôi chiều làm việc trong chân không cho trong bảng VI.9 dưới đây

Bảng VI.9. **Tính nhiệt độ hơi đốt, hơi thứ và nhiệt độ sôi của dung dịch trong các nồi**

Nhiệt độ hơi đốt t, °C	Nhiệt độ sôi của dung dịch ts, °C	Nhiệt độ hơi thứ t_{ht}, °C
t_1(cho trước)	$t_{s1} = t_1 - \Delta t_{hi1}$	$t_{ht1} = t_{s1} - (\Delta'_1 + \Delta''_1)$
$t_2 = t_{ht1} - \Delta''_{1-2}$	$t_{s2} = t_2 - \Delta t_{hi2}$	$t_{ht2} = t_{s2} - (\Delta'_2 + \Delta''_2)$
$t_n = t_{ht(n-1} - \Delta''_{(n-1)-n}$	$t_{sn} = t_n - \Delta t_{hin}$	$t_{htn} = t_{sn} - (\Delta'_{sn} + \Delta''_n)$

Nhiệt độ ngưng tụ của hơi thứ trong thiết bị ngưng tụ t_{ng} được xác định bằng tính toán phải tương hợp với các trị số đã cho trước.

Tiếp theo từ các trị số nhiệt độ của hơi nước vừa tính được tra bảng "Tính chất hóa lý của hơi nước bão hòa phụ thuộc theo nhiệt độ" (bảng I.250) tìm giá trị của entanpi (hàm nhiệt) tương ứng;

- Theo nồng độ của dung dịch trong các nồi, tra cứu các tài liệu tham khảo và sổ tay để tìm nhiệt dung riêng và nhiệt cô đặc (nhiệt làm đậm đặc dung dịch) và giả thiết lượng nhiệt tổn thất ra môi trường xung quanh, lập các phương trình cân bằng nhiệt cho các nồi theo các phương trình (VI.62) ÷ (VI.64). Giải hệ phương trình cân bằng năng lượng này đồng thời với phương trình cân bằng vật liệu (VI.1) để tìm lượng hơi thứ bốc lên từ các nồi và lượng hơi đốt cần thiết cho nồi 1;

- Theo lượng hơi đốt của các nồi đã biết được ta xác định các nhiệt tải Q_1, Q_2,..., Q_n của các nồi và tính hệ số truyền nhiệt K_1, K_2,..., K_n của các nồi theo phương trình (V.5);

- Theo phương trình truyền nhiệt chung (V.1) xác định bề mặt đốt F_1 F_2,..., F_n của các nồi;

- Nếu trị số của các đại lượng nhận được bằng tính toán không tương hợp với các trị số đã chấp nhận ở trên thì sẽ dẫn đến kết quả là bề mặt đốt các nồi không bằng nhau (như đã chấp nhận khi chọn phương thức phân bố hiệu số nhiệt độ hữu ích) thì phải tính lại bắt đầu từ việc giả thiết lại tỉ lệ lượng hơi thứ bốc lên từ các nồi. Thông thường ta nên lấy trị số của các đại lượng đã tìm được trong lần tính gần đúng thứ nhất làm cơ sở để tính gần đúng lần thứ hai v.v. Thực tế chỉ rõ rằng chỉ sau hai, ba lần tính là đủ để cho sai số giữa các đại lượng F_1, F_2,..., F_3 nhận được bằng tính toán và chấp nhận lúc đầu không vượt quá 3-5%.

Các trị số bề mặt đốt nhận được từ lần tính cuối cùng phải được qui tròn theo các trị số đã qui chuẩn hóa.

40. Ngoài phương pháp tính dần gần đúng mà trình tự các bước tính vừa trình bày ở trên, để tính hệ thống cô đặc nhiều nồi còn có các phương pháp khác như các phương pháp tính đơn giản, phương pháp tính tổng quát của Tisenkô, phương pháp tính chính xác của Kotsenko, v.v. Chi tiết về các phương pháp tính này có thể xem trong các tài liệu chuyên môn [3, 7, 14, 17, 28, 30, 31, 32, 54, 58].

41. Phương pháp cô đặc có sử dụng quá trình nén nhiệt để dùng lại hơi thứ làm hơi đốt chỉ có giá trị thực tế khi tổn thất nhiệt độ không vượt quá 10 độ. Trong

công nghiệp hóa chất phương pháp này ít dùng, chi tiết có thể xem trong các tài liệu chuyên môn [1, 14, 31, 32, 54, 58].

42. Tính bề dày lớp cách nhiệt δ_c theo công thức sau đây:

$$\alpha_n(t_{T2} - t_{KK}) = \frac{\lambda_c}{\delta_c}(t_{T1} - t_{T2}), \qquad \text{(VI.66)}$$

trong đó α_n - hệ số cấp nhiệt từ bề mặt ngoài của lớp cách nhiệt đến không khí

$$\alpha_n = 9{,}3 + 0{,}058t_{T2},\ W/m^2.độ, \qquad \text{(VI.67)}$$

t_{T2} - nhiệt độ bề mặt lớp cách nhiệt về phía không khí vào khoảng 40 ÷ 50°C; t_{T1} - nhiệt độ lớp cách nhiệt tiếp giáp bề mặt thiết bị; vì trở lực nhiệt tường thiết bị rất nhỏ so với trở lực nhiệt của lớp cách nhiệt, cho nên t_{T1} có thể lấy bằng nhiệt độ hơi đốt; t_{KK} - nhiệt độ không khí °C (xem bảng VII.1); λ_c - hệ số dẫn nhiệt của vật hiệu cách nhiệt, W/m.độ.

Tính bề dày lớp cách nhiệt cho nồi 1, còn lớp cách nhiệt của nồi sau lấy như nồi 1.

CHƯƠNG VII

SẤY

Sấy là quá trình tách ẩm bằng cách cấp nhiệt cho vật liệu để ẩm bay hơi. Vật liệu sấy có thể ở dạng rắn ẩm, bột nhão hoặc dung dịch.

§1. Độ ẩm của vật liệu và các thông số trạng thái của không khí ẩm

1. Độ ẩm của vật liệu

Độ ẩm của vật liệu có thể biểu thị bằng phần trăm khối lượng chung của vật liệu ẩm, hoặc phần trăm khối lượng vật liệu khô tuyệt đối.

Nếu gọi:

g là lượng ẩm trong vật liệu, kg;

G là lượng vật liệu ẩm kg;

u là độ ẩm của vật liệu tính theo phần trăm khối lượng chung của vật liệu ẩm;

u' là độ ẩm của vật liệu tính theo phần trăm khối lượng vật liệu khô tuyệt đối;

thì

$$u = \frac{g}{G} 100\%; \qquad \text{(VII.1)}$$

$$u' = \frac{g}{G - g} 100\% ; \qquad \text{(VII.2)}$$

Quan hệ giữa u và u' như sau:

$$u = \frac{100u'}{100 + u'} \quad \text{và } u' = \frac{100u}{100 - u} . \qquad \text{(VII.3)}$$

2. Độ ẩm tương đối của không khí

Độ ẩm tương đối của không khí tính theo công thức:

$$\varphi = \frac{\rho'}{\rho_b} 100\%;$$

hay

$$\varphi = \frac{p'}{p_b} 100\%; \qquad \text{(VII.4)}$$

trong đó ρ' - khối lượng hơi nước trong một đơn vị thể tích không khí, còn gọi là độ ẩm tuyệt đối, kg/m^3; ρ_b - khối lượng riêng của hơi nước ở trạng thái bão hòa ứng với nhiệt độ của hỗn hợp khí, kg/m^3; p' - áp suất riêng phần của hơi nước trong không khí ở nhiệt độ của hỗn hợp khí; p_b - áp suất của hơi nước bão hòa ở nhiệt độ của hỗn hợp khí.

3. Áp suất riêng phần của hơi nước trong không khí

$$p' = p'_b - A\ (t - t_u)p \qquad \text{(VII.5)}$$

trong đó p - áp suất chung; p_b - áp suất của hơi nước bão hòa ở nhiệt độ của nhiệt kế bầu ướt t_u; $(t - t_u)$ - hiệu số nhiệt độ giữa nhiệt kế bầu khô và nhiệt kế bầu ướt, độ; A - hệ số, phụ thuộc nhiều yếu tố, trong đó chủ yếu là tốc độ của không khí ω; khi ω > 0,5m/s có thể tính A như sau:

$$A = 1.10^{-4}\ (65 + \frac{6,75}{\varpi}). \qquad \text{(VII.6)}$$

4. Lượng nước bay hơi từ bề mặt vật liệu

$$G = 0,04075\omega^{0,8}\Delta p,\ \text{kg/m}^2\text{.h}; \qquad \text{(VII.7)}$$

trong đó ω - tốc độ của không khí dọc theo bề mặt bay hơi, m/s; $\Delta P = (p'_b - p')$ - hiệu số giữa áp suất của hơi nước bão hòa trong lớp màng không khí trên bề mặt bay hơi và áp suất riêng phần hơi nước trong không khí, mm Hg. Trị số của p'_b tra theo bảng hơi nước bão hòa ở nhiệt độ của nhiệt kế bầu ướt còn P' có thể tính theo công thức (VII.5) hoặc theo đồ thị I - x (h.VII.1).

5. Thể tích riêng của không khí ẩm

Thể tích riêng của không khí ẩm tính theo 1 kg không khí khô:

$$v = \frac{RT}{M(p - \varphi p_b)} = \frac{288T}{p - \varphi p_b},\ \text{m}^3\text{/kg}; \qquad \text{(VII.8)}$$

trong đó v - thể tích riêng của không khí ẩm, m^3 không khí ẩm/kg không khí khô; R = 8314J/kmol.độ - hằng số khí; M = 29kg/kmol - khối lượng mol của không khí; φ- độ ẩm tương đối của không khí, phần đơn vị; p, p_b - áp suất khí quyển và áp suất hơi bão hòa, N/m^2.

6. Khối lượng riêng của không khí ẩm

$$\rho = \frac{T_o p}{T\, p_o} \rho_o \left(1 - \frac{0{,}378 \varphi p_b}{p}\right), \text{ kg/m}^3 \text{ không khí ẩm,} \quad \text{(VII.9)}$$

trong đó ρ_o = 1,293kg/m^3 - khối lượng riêng của không khí khô ở điều kiện tiêu chuẩn; T_o = 273°K - nhiệt độ tiêu chuẩn; T - nhiệt độ của không khí, °K; p_o - 760 mm Hg - áp suất tiêu chuẩn; p - áp suất chung của khí, mm Hg.

7. Hàm ẩm của hỗn hợp hơi - khí

$$x = \frac{M_h}{M_k} \cdot \frac{\varphi p_b}{p - \varphi p_b}, \text{ kg hơi nước/kg không khí khô;} \quad \text{(VII.10)}$$

trong đó M_h, M_k - khối lượng mol của hơi và khí; φ - độ ẩm tương đối của không khí, *phần đơn vị;* p_b - áp suất hơi nước bão hòa, tra theo nhiệt độ của khí, nếu nhiệt độ của khí lớn hơn nhiệt độ hơi bão hòa ứng với p thì khi đó $p_b = p_{max} = p$; p - áp suất chung.

Đối với không khí ẩm:

$$x = \frac{18}{29} \cdot \frac{\varphi p_b}{p - \varphi p_b} = 0{,}622 \frac{\varphi p_b}{p - \varphi p_b}, \text{ kg ẩm/kg không khí khô} \quad \text{(VII.11)}$$

8. Khi trộn hai khí có hàm ẩm khác nhau x_1 và x_2 thì hàm ẩm của hỗn hợp x_{hh} tính theo công thức:

$$x_{hh} = n_1 x_1 + n_2 x_2; \quad \text{(VII.12)}$$

trong đó n_1 - phần khối lượng khí khô trong khí có hàm ẩm x_1 so với toàn bộ khối lượng khí khô sau khi trộn; do đó phần khối lượng khí khô trong khí có hàm ẩm x_2 tương ứng sẽ bằng:

$$n_2 = 1 - n_1.$$

9. Nhiệt lượng riêng của không khí ẩm

$$I = c_k t + (r_o + c_h t)x, \text{ kJ/kg không khí khô;} \quad \text{(VII.13)}$$

trong đó c_k = kJ/kg.độ - nhiệt dung riêng của không khí khô; r_o = 2493 kJ/kg - nhiệt hóa hơi của nước; c_h = 1,97 kJ/kg.độ - nhiệt dung riêng của hơi nước.

Thay vào công thức (VII.13) ta có:

$$I = t + (2493 + 1,97t)\,x,\ \text{kJ/kg không khí khô}; \qquad (VII.14)$$

trong đó t - nhiệt độ của không khí, °C; x - hàm ẩm, kg ẩm/kg không khí khô.

10. Nhiệt lượng riêng của hỗn hợp gồm hai khí có I_1 và I_2 khác nhau:

$$I_{hh} = n_1 I_1 + n_2 I_2; \qquad (VII.15)$$

11. Đồ thị I - x của không khí ẩm

Các thông số trạng thái của không khí ẩm có thể xác định bằng đồ thị I - x. Nguyên tắc lập đồ thị này do L.K.Ramzin đề ra từ năm 1918.

Đồ thị trên hình VII.1 được vẽ theo áp suất p = 745mmHg[1] .

Trục tung I và trục hoành nghiêng x hợp với nhau một góc 135° (h.VII.1). Để tiện sử dụng giá trị hàm ẩm x được chiếu lên trục phụ thẳng góc với trục I. Đường I = const là những đường song song với trục x, đường x = const là những đường thẳng đứng song song với trục I. Đường nhiệt độ không đổi là những đường nghiêng có độ dốc tăng khi nhiệt độ tăng. Đường độ ẩm tương đối không đổi φ = const là một chùm đường cong xuất phát từ một điểm trên đồ thị (x = 0; t = -273°C), khi $t \geq$ 99,4°C áp suất của hơi nước bão hòa bằng áp suất khí quyển 745 mmHg, khi đó đường φ = const gần như song song với đường x = const (trên đồ thị không vẽ).

Đường φ = 100% chia đồ thị thành hai miền: miền dưới là miền quá bão hòa, khi đó một phần hơi nước trong không khí ngưng lại thành những giọt nước nhỏ ở dạng sương mù, miền trên đường φ = 100% là miền không khí ở trạng thái chưa bão hòa. Quá trình sấy bằng không khí chỉ thực hiện được ở miền trên.

Nếu áp suất khí quyển B khác 745mmHg thì khi tính φ cần hiệu chỉnh theo công thức sau:

$$\varphi = \varphi_{745}\,\frac{B}{745}\,,\ \%\,; \qquad (VII.16)$$

trong đó φ_{745} - độ ẩm tương đối tra theo đồ thị (h. VII.1); φ - độ ẩm ứng với áp suất B, mmHg.

Đường áp suất riêng phần ghi ở phía trên đồ thị.

Ví dụ, cần xác định trạng thái của không khí khi biết φ = 5%, t = 80°C. Trạng thái của không khí ứng với giao điểm của hai đường φ = 5% và t = 80°C, từ giao điểm đó chúng ta xác định các thông số khác: I = 120 kJ/kg không khí khô; x = 0,015 kg/kg không khí khô; p = 17,9mmHg.

1) Trị số áp suất này là trị số trung bình của các tỉnh trên miền Bắc nước ta, trừ một vài tỉnh ở miền núi có áp suất nhỏ hơn chút ít.

Bảng VII.1. **Nhiệt độ trung bình t (°C) và độ ẩm tương đối trung bình φ (%) tại các địa phương trong cả nước**

Tên địa phương	Nhiệt độ và độ ẩm	Tháng												Trung bình cả năm
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Hà Nội: Láng	t, °C	16,6	17,1	19,9	23,5	27,1	28,7	28,8	28,3	27,2	24,6	21,2	17,9	23,4
	φ, %	80	84	88	87	83	83	83	85	85	81	81	81	83
Thành phố Hồ Chí Minh	t, °C	25,6	26,6	27,8	29,0	28,6	27,7	27,4	27,2	27,0	26,8	26,5	26,0	27,2
	φ, %	70	68	68	70	77	81	82	82	84	83	79	75	77
Hải Phòng: Cát Bi	t, °C	16,8	17,2	19,8	23,4	27,0	28,6	28,8	28,2	27,3	24,8	21,6	18,2	23,5
	φ, %	76	82	87	86	83	83	83	84	82	79	78	78	82
Phù Liễn	t, °C	16,7	16,8	19,1	22,6	26,3	27,9	28,2	27,7	26,8	24,5	21,4	18,1	23,0
	φ, %	83	88	91	90	87	86	86	88	85	80	79	81	85
Lai Châu: Điện Biên Phủ	t, °C	16,3	17,8	20,2	23,4	25,5	25,7	25,7	25,5	24,8	22,6	19,5	16,5	22,0
	φ, %	82	81	78	81	82	86	88	88	86	85	85	86	84
Lai Châu	t, °C	17,3	18,8	21,6	24,6	26,5	26,5	26,5	26,6	26,1	23,9	20,7	17,7	23,1
	φ, %	80	77	75	76	80	87	89	88	85	84	84	84	82
Sơn La: Mộc Châu	t, °C	12,1	13,3	16,7	20,1	22,2	23,0	22,9	22,5	21,3	18,9	15,8	13,1	18,5
	φ, %	85	87	85	83	81	86	86	88	87	87	87	87	86
Sơn La	t, °C	14,5	16,5	19,9	22,8	24,7	24,9	24,8	24,6	23,8	21,3	18,1	15,3	21,0
	φ, %	78	77	73	74	76	86	86	87	85	84	83	82	81
Lào Cai	t, °C	15,8	16,9	20,5	23,9	26,7	27,7	27,7	27,3	26,2	23,7	20,1	16,9	22,8
	φ, %	85	85	83	83	81	85	86	86	86	86	86	86	85
Yên Bái	t, °C	15,8	16,5	19,6	23,0	26,5	27,7	27,7	27,4	26,3	26,8	20,3	17,0	22,7
	φ, %	88	89	91	90	85	87	87	87	86	86	86	87	87
Mù Cang Chải	t, °C	12,6	14,5	18,0	20,6	22,2	22,6	22,4	22,3	21,6	19,3	16,0	13,1	18,8
	φ, %	77	78	72	72	76	85	87	86	81	81	81	79	80
Hà Giang	t, °C	15,5	16,6	20,2	23,6	26,4	27,3	27,3	27,1	26,3	23,6	19,9	16,6	22,6
	φ, %	83	84	82	81	81	84	86	86	83	85	83	83	83

Tiếp bảng VII.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Tuyên Quang	t, ^oC	16,0	17,0	20,1	23,7	27,0	28,2	28,0	27,6	26,6	24,0	20,5	17,2	23,0
	φ, %	83	84	85	84	81	84	85	86	87	84	85	84	84
Lạng Sơn	t, ^oC	13,7	14,5	18,0	22,0	25,6	26,9	27,0	26,6	25,3	22,2	18,5	14,8	21,3
	φ, %	76	81	84	82	80	83	84	84	83	79	79	78	81
Cao Bằng	t, ^oC	14,0	15,1	18,7	22,6	25,9	27,0	26,9	26,5	25,4	22,4	18,7	15,0	21,5
	φ, %	78	79	81	80	79	83	85	86	83	81	82	80	81
Bắc Thái: Bắc Cạn	t, ^oC	14,9	15,9	19,3	22,7	25,9	27,2	27,1	26,8	25,8	22,9	19,2	15,9	22,0
	φ, %	82	82	84	85	82	84	86	86	85	83	84	83	84
Thái Nguyên	t, ^oC	16,1	16,8	19,7	23,2	26,9	28,3	28,2	27,8	26,8	24,2	20,7	17,3	23,0
	φ, %	78	81	85	86	81	82	84	85	84	81	80	80	82
Vĩnh Phú: Tam Đảo	t, ^oC	11,2	12,0	15,1	18,4	21,6	23,0	23,0	22,6	21,7	19,0	15,6	12,6	18,0
	φ, %	86	93	92	92	87	89	89	88	85	84	84	87	88
Việt Trì	t, ^oC	16,5	17,1	19,9	23,6	27,0	28,4	28,4	28,0	26,9	24,4	21,2	17,9	23,3
	φ, %	82	85	87	87	82	83	83	85	84	83	82	82	84
Bắc Giang	t, ^oC	16,4	17,0	19,9	23,4	27,0	28,6	28,6	28,2	27,2	24,5	20,9	17,5	23,3
	φ, %	77	82	84	85	82	83	83	85	83	88	78	78	82
Bắc Ninh	t, ^oC	16,5	17,0	19,8	23,8	26,9	28,6	28,8	28,4	27,4	24,8	21,2	17,9	23,4
	φ, %	76	82	88	87	84	83	84	85	86	81	82	81	83
Quảng Ninh: Móng Cái	t, ^oC	15,2	15,6	18,6	22,5	26,2	27,7	28,0	27,8	27,0	24,2	20,5	15,8	22,5
	φ, %	79	83	87	87	85	86	86	86	81	78	78	76	83
Hòn Gai	t, ^oC	16,2	16,4	19,1	22,6	26,4	27,9	28,2	27,6	26,8	24,4	21,1	17,7	22,9
	φ, %	77	84	88	86	82	84	82	85	82	78	77	77	82
Đình Lập	t, ^oC	14,5	15,3	18,6	22,3	25,7	26,9	26,9	26,6	25,4	22,6	19,0	15,5	21,6
	φ, %	75	81	85	84	82	85	85	87	84	81	79	79	82
Hà Tây	t, ^oC	16,5	17,1	19,8	23,5	26,9	28,5	28,5	28,0	26,9	24,3	21,0	17,6	23,2
	φ, %	82	84	87	87	83	84	84	86	85	84	83	83	84
Xuân Mai	t, ^oC	16,1	17,0	20,0	23,6	26,9	28,2	38,2	27,7	26,7	24,0	20,6	17,2	23,0
	φ, %	76	83	86	87	83	84	84	86	86	83	82	84	84
Hòa Bình	t, ^oC	16,4	17,4	20,7	24,3	27,0	28,1	28,1	27,6	26,4	23,9	20,6	17,4	23,2
	φ, %	83	84	85	83	82	84	83	85	86	84	84	84	84

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Hải Dương	t, °C	16,6	17,2	19,8	23,4	27,0	28,7	29,0	28,5	27,3	24,4	21,3	18,0	23,5
	φ, %	80	84	89	88	84	83	82	85	85	83	81	80	84
Hưng Yên	t, °C	16,6	17,0	19,6	23,2	26,8	28,6	28,8	28,3	27,0	24,4	21,1	17,9	23,3
	φ, %	83	87	90	89	85	85	84	86	86	85	83	83	86
Thái Bình	t, °C	16,7	17,0	19,4	23,0	26,8	28,5	28,8	28,3	27,0	24,4	21,2	17,9	23,2
	φ, %	84	88	91	90	85	84	82	86	87	85	84	85	86
Hà Nam: Phủ Lý	t, °C	16,7	17,1	19,7	23,3	26,9	28,7	28,9	28,4	27,1	24,5	21,3	18,0	23,4
	φ, %	82	85	90	89	84	83	82	84	85	83	83	83	84
Nam Định	t, °C	16,8	17,1	19,6	23,2	26,9	28,7	29,0	28,6	27,4	24,8	21,5	18,2	23,5
	φ, %	84	88	91	89	84	83	81	85	85	84	83	84	85
Ninh Bình	t, °C	16,9	17,2	19,6	23,3	27,0	28,6	29,0	28,4	27,1	24,7	21,7	18,3	23,5
	φ, %	83	88	91	89	84	83	81	85	85	84	83	84	85
Thanh Hóa	t, °C	17,4	17,6	19,8	23,5	27,1	28,9	28,9	28,3	26,9	24,5	21,6	18,5	23,6
	φ, %	84	88	90	88	85	82	82	85	86	84	83	83	85
Nghệ An: Vinh	t, °C	17,9	18,1	20,4	24,0	27,5	29,3	29,5	28,6	26,6	24,4	21,7	18,9	23,9
	φ, %	89	91	01	88	82	76	74	80	87	86	88	88	85
Hà Tĩnh	t, °C	18,0	18,2	20,7	24,2	27,5	29,2	29,4	28,6	26,8	24,2	21,5	18,8	23,9
	φ, %	90	92	92	88	82	78	75	79	87	89	89	89	86
Quảng Bình: Đồng Hới	t, °C	19,0	19,3	21,4	24,4	27,6	29,5	29,4	28,7	26,8	24,7	22,3	19,6	24,4
	φ, %	88	90	90	87	81	73	72	76	85	86	87	87	84
Quảng Trị: Cửa Tùng	t, °C	19,6	19,7	21,3	24,2	27,2	29,0	28,9	28,4	26,8	25,2	23,0	20,5	24,5
	φ, %	90	93	92	91	86	76	77	78	85	86	87	89	86
Thừa Thiên - Huế	t, °C	19,8	20,6	23,1	26,1	28,5	29,5	29,5	29,0	27,3	25,2	23,3	21,1	25,3
	φ, %	88	89	86	91	75	72	70	73	81	86	87	88	81
Quảng Nam	t, °C	21,2	22,3	24,3	26,5	28,5	29,4	29,3	28,9	27,6	25,8	24,2	22,3	25,9
	φ, %	85	84	84	82	79	76	75	78	82	85	85	86	81
Quảng Ngãi	t, °C	21,4	22,2	24,2	26,4	28,2	28,8	28,7	28,4	27,2	25,6	24,1	22,4	25,6
	φ, %	88	87	86	84	81	80	79	81	85	88	89	89	85
Bình Định: Quy Nhơn	t, °C	23,1	23,7	25,2	27,1	28,7	29,7	29,5	29,6	28,3	26,7	25,4	24,0	26,8
	φ, %	81	82	83	83	81	73	71	71	77	83	83	82	79

Tiếp bảng VII.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Gia Lai -Kom Tum: Plâycu(2)	t, °C	18,6	20,2	22,3	23,8	23,8	22,9	22,3	22,1	22,1	21,6	20,5	19,3	21,6
Kom Tum	φ, %	76	72	73	76	83	87	86	89	88	85	80	76	82
Đắc Lắc: Buôn Mê Thuột	t, °C	20,3	21,9	24,1	25,7	25,4	24,6	24,0	23,8	23,5	23,0	21,9	20,8	23,3
	φ, %	80	76	72	73	81	85	87	88	89	88	86	84	82
Khánh Hòa: Nha Trang	t, °C	23,8	24,5	25,7	27,4	28,3	28,5	28,3	28,4	27,6	26,6	25,6	24,5	26,6
	φ, %	78	78	80	80	80	78	78	78	81	81	82	79	80
Cam Ranh(1)	t, °C	24,4	24,3	26,0	27,4	29,5	28,9	28,8	28,7	26,9	26,8	25,7	24,8	27,0
	φ, %	74	70	74	76	71	69	63	66	67	68	75	75	71
Phú Yên: Tuy Hòa	t, °C	23,0	23,6	25,1	27,0	28,7	29,5	29,0	28,7	27,6	26,3	25,2	24,0	26,5
	φ, %	85	85	85	83	80	74	75	77	82	87	87	86	82
Lâm Đồng: Đà Lạt	t, °C	15,8	17,0	17,9	18,7	19,1	19,0	18,6	18,5	18,3	18,1	17,2	16,5	17,9
	φ, %	80	78	79	84	89	89	92	92	92	90	85	86	85
Bảo Lộc	t, °C	19,1	20,3	21,4	22,4	22,7	22,3	21,8	21,6	21,7	21,5	20,6	19,8	21,3
	φ, %	81	78	79	84	88	90	91	91	91	89	87	84	86
Ninh thuận: Phan Rang(1)	t, °C	25,4	25,4	27,4	28,7	29,8	29,1	29,0	29,0	27,8	27,2	26,3	25,8	27,7
	φ, %	65	62	65	63	68	73	71	70	78	77	71	68	71
Bình Thuận - Phan Thiết	t, °C	24,6	25,2	24,6	27,8	28,4	27,7	27,0	26,9	26,8	26,8	26,3	25,5	26,7
	φ, %	76	76	77	79	81	83	84	85	85	84	81	78	81
Đồng Nai: Xuân Lộc	t, °C	23,6	25,1	26,5	27,3	26,6	25,9	25,5	25,3	25,3	25,0	24,7	24,1	25,4
	φ, %	79	74	72	76	83	87	88	89	90	89	86	84	83
Bà Rịa - Vũng Tàu	t, °C	24,2	24,5	25,8	27,5	27,9	26,8	26,3	26,1	26,0	25,9	25,6	24,8	25,9
	φ, %	81	81	82	81	84	88	89	90	90	80	85	83	85
Biên Hòa(1)	t, °C	25,7	26,8	27,7	29,2	28,7	27,5	27,6	27,1	26,9	26,8	26,6	26,2	27,3
	φ, %	72	68	70	72	80	83	85	87	87	86	83	78	79
Bình Dương: Bến Cát(1)	t, °C	25,7	26,9	28,2	29,3	28,3	27,5	27,0	27,2	26,9	26,7	26,3	25,5	27,1
	φ, %	78	75	75	76	86	88	89	88	89	88	86	82	83
Lộc Ninh	t, °C	24,4	25,7	27,0	27,9	27,1	26,6	26,2	25,9	25,9	25,8	25,1	24,5	26,1
	φ, %	72	72	72	76	84	85	87	87	88	86	82	77	81
Bình Dương: Xa Cát	t, °C	24,4	25,8	27,0	27,4	26,8	26,4	26,4	26,0	25,6	25,8	25,4	24,5	25,9
	φ, %	70	66	67	72	80	81	84	87	88	84	78	74	78

Tiếp bảng VII.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15
Đồng Tháp: Tân Châu(1)	t, °C	25,8	26,8	27,9	28,8	28,4	28,0	27,2	27,6	27,4	27,3	26,8	25,8	27,2
	φ, %	77	76	74	77	83	84	85	84	85	84	82	81	81
Tiền Giang: Mỹ Tho	t, °C	26,0	26,6	27,4	28,7	28,2	27,9	27,8	27,4	27,2	27,4	27,2	26,5	27,7
	φ, %	78	77	77	76	79	80	80	81	82	82	79	79	80
An Giang: Long Xuyên	t, °C	27,1	28,1	29,9	30,4	29,3	29,2	28,9	28,4	28,6	28,7	28,3	27,0	29,0
	φ, %	80	76	70	71	82	83	83	80	84	84	81	76	79
Cần Thơ	t, °C	24,8	25,6	26,7	28,4	27,1	26,8	26,5	26,3	26,5	26,6	26,8	25,4	26,6
	φ, %	84	80	78	77	82	85	83	84	84	84	85	83	83
Kiên Giang: Hà Tiên(1)	t, °C	25,8	26,4	27,2	28,0	27,9	27,6	27,0	27,0	26,9	26,7	26,3	25,4	26,9
	φ, %	79	79	79	80	84	84	84	84	85	84	84	81	83
Rạch Giá	t, °C	25,5	26,4	27,5	28,6	28,5	28,2	27,7	27,5	27,6	27,4	26,9	26,0	27,3
	φ, %	78	76	77	79	84	86	86	87	86	86	83	81	82
Bạc Liêu: An Xuyên	t, °C	24,9	25,6	26,6	27,7	27,5	27,2	27,0	26,9	26,9	26,6	26,2	25,5	26,4
	φ, %	82	80	80	80	86	88	88	88	88	89	87	85	85
Bạch Long Vĩ	t, °C	17,6	16,9	18,6	22,1	26,0	28,0	28,6	28,3	27,4	25,4	22,4	19,2	23,4
	φ, %	81	89	93	92	90	87	84	85	84	79	78	76	85
Hoàng Sa	t, °C	23,2	23,9	25,7	27,6	29,2	29,3	28,9	28,7	28,0	26,9	25,7	24,8	26,8
	φ, %	81	82	82	82	82	85	85	85	85	84	83	81	83
Côn Đảo	t, °C	25,2	25,6	26,6	27,9	28,4	28,0	27,7	27,5	27,4	26,9	26,6	25,9	27,0
	φ, %	77	79	80	79	80	80	80	80	81	83	82	79	80
Phú Quốc	t, °C	25,4	26,3	27,3	28,1	28,2	27,7	27,3	27,1	27,0	26,7	26,5	25,9	27,0
	φ, %	77	78	78	81	85	86	87	87	88	87	81	77	83

1) Tại những địa phương này số liệu hoặc được tổng kết từ trước Cách mạng tháng tám (1931 - 1939) hoặc mới được theo dõi trong thời gian dưới 5 năm nên chỉ có giá trị tham khảo.

2) Tại tỉnh Gia Lai Công Tum số liệu về nhiệt độ trung bình lấy ở trạm Plâycu, còn độ ẩm trung bình lấy ở trạm Công Tum.

§2. Cân bằng vật liệu của quá trình sấy

12. Phương trình cân bằng vật liệu chung

$$G_1 = G_2 + U; \qquad \text{(VII.17)}$$

trong đó G_1, G_2 - khối lượng của vật liệu trước và sau khi sấy, kg (hoặc kg/s); U - lượng ẩm bay hơi trong quá trình sấy, kg (hoặc kg/s).

13. Lượng ẩm bay hơi

Lượng ẩm bay hơi trong quá trình sấy tính theo công thức (VII.17) hoặc theo những công thức sau:

$$U = \frac{u_1 - u_2}{100 - u_2} G_1; \qquad \text{(VII.18)}$$

hay

$$U = \frac{u'_1 - u'_2}{100} G_k ; \qquad \text{(VII.19)}$$

trong đó G_k - khối lượng vật liệu khô tuyệt đối, kg (hoặc kg/s). Các ký hiệu khác xem các công thức trên.

14. Lượng không khí khô cần thiết để làm bốc hơi 1*kg ẩm (lượng không khí tiêu hao riêng):*

$$l = \frac{1}{x_2 - x_0}, \text{ kg không khí khô/kg ẩm bay hơi} \qquad \text{(VII.20)}$$

15. Tổng lượng không khí khô cần thiết trong quá trình sấy:

$$L = Ul = \frac{U}{x_2 - x_0}, \text{ kg không khí khô/s}; \qquad \text{(VII.21)}$$

trong đó x_0, x_2 - hàm ẩm của không khí trước và sau khi sấy, kg ẩm/kg không khí khô.

§ 3. Cân bằng nhiệt của quá trình sấy

16. Lượng nhiệt cần thiết để làm bay hơi 1 kg ẩm (lượng nhiệt tiêu hao riêng) với điều kiện là tác nhân sấy chỉ được đốt nóng trước khi vào máy sấy.

$$q = \frac{I_1 - I_0}{x_2 - x_0}, \text{ J/kg ẩm bay hơi}; \qquad \text{(VII.22)}$$

trong đó I_0 , I_1 - nhiệt lượng riêng của không khí trước và sau caloriphe, J/kg không khí khô; x_0, x_2 - hàm ẩm của không khí trước và sau khi sấy, kg ẩm/kg không khí khô.

17. Tổng lượng nhiệt cần thiết trong quá trình sấy:

$$Q = L(I_1 - I_0) = L(I_2 - I_0) + G_2c_2(\theta_2 - \theta_1) + G_cC_c(\theta'_2 - \theta'_1) + $$
$$+ Q_m - Q_b - Uc\theta_1; \qquad \text{(VII.23)}$$

trong đó Q - tổng lượng nhiệt cần thiết cho quá trình sấy, W; I_2 - nhiệt lượng

riêng của không khí thải, J/kg không khí khô; G_c - khối lượng của bộ phận vận chuyển vật liệu sấy, kg/s; c_2, c_c, c - nhiệt dung riêng của vật liệu sấy, của bộ phận vận chuyển vật liệu và của nước, J/kg.độ; θ_1, θ_2, θ'_1, θ_2 - nhiệt độ trước và sau khi sấy của vật liệu sấy và của bộ phận vận chuyển, ^oC; Q_m - lượng nhiệt mất mát ra môi trường xung quanh, W; Q_b - lượng nhiệt bổ sung trong phòng sấy, W;

Các ký hiệu còn lại xem các phương trình trên.

Nếu tính nhiệt lượng cần thiết để làm bay hơi 1kg ẩm thì phương trình (VII.23) sẽ có dạng:

$$q = l(I_1 - I_o) = l(I_2 - I_o) + q_v + q_c + q_m - q_b - C\theta_1;$$

hay:

$$q = l(I_1 - I_o) = l(I_2 - I_o) - \Delta; \qquad \text{(VII.23a)}$$

ở đây

$$\Delta = \frac{I_2 - I_1}{x_2 - x_o} = (q_b + C\theta_1) - (q_v + q_c + q_m); \qquad \text{(VII.24)}$$

trong đó

$$q_v = \frac{G_2 C_2(\theta_2 - \theta_1)}{U}\ ;\ q_c = \frac{G_c C_c(\theta_2 - \theta_1)}{U}\ ;$$

$$q_b = Q_b/U;\ q_m = Q_m/U.$$

Như vậy Δ bằng hiệu số giữa nhiệt lượng bổ sung chung (gồm nhiệt lượng bổ sung ở caloriphe trong phòng sấy q_b và nhiệt lượng do nước mang vào $C\theta_1$) và nhiệt lượng tổn thất chung trong phòng sấy (gồm nhiệt lượng đun nóng vật liệu q_v, đun nóng bộ phận vận chuyển q_c và nhiệt lượng tổn thất ra môi trường xung quanh q_m). Có thể coi Δ là cân bằng nhiệt lượng trong bản thân phòng sấy hay còn gọi là nhiệt lượng bổ sung thực tế.

Để thuận tiện cho việc phân tích và tính toán quá trình sấy người ta đưa vào khái niệm máy sấy lý thuyết, trong đó các đại lượng nhiệt bổ sung và nhiệt tổn thất chung đều bằng không, nghĩa là $q_b = C\theta_1 = q_v = q_c = q_m = 0$ do đó $\Delta = 0$. Trong thực tế nếu gặp trường hợp nhiệt lượng bổ sung chung bằng nhiệt lượng tổn thất chung, nghĩa là nếu $q_b + C\theta_1 = q_v + q_c + q_m$ thì cũng coi như máy sấy lý thuyết vì khi đó Δ cũng bằng không.

Như vậy trong máy sấy lý thuyết phương trình (VII.23) sẽ có dạng:

$$Q = L(I_1 - I_o) = L(I_2 - I_o).$$

Từ đó ta có $I_1 = I_2$ nghĩa là nhiệt lượng riêng của không khí không thay đổi trong suốt quá trình, I = const và nhiệt lượng tiêu hao riêng sẽ bằng:

$$q = \frac{I_2 - I_o}{x_2 - x_o}\ \text{, J/kg ẩm bay hơi.} \qquad \text{(VII.22a)}$$

18. Xác định q và l

Có hai cách xác định lượng nhiệt và lượng không khí cần thiết để làm bay hơi

1kg ẩm trong quá trình sấy bằng không khí nóng: bằng đồ thị I - x và bằng phương pháp giải tích.

a) Xác định bằng đồ thị I - x

Ta lấy trường hợp đơn giản, ví dụ cho biết nhiệt độ không khí ngoài trời t_0, nhiệt độ không khí sau khi sưởi nóng t_1 và sau khi sấy t_2 (hoặc φ_2).

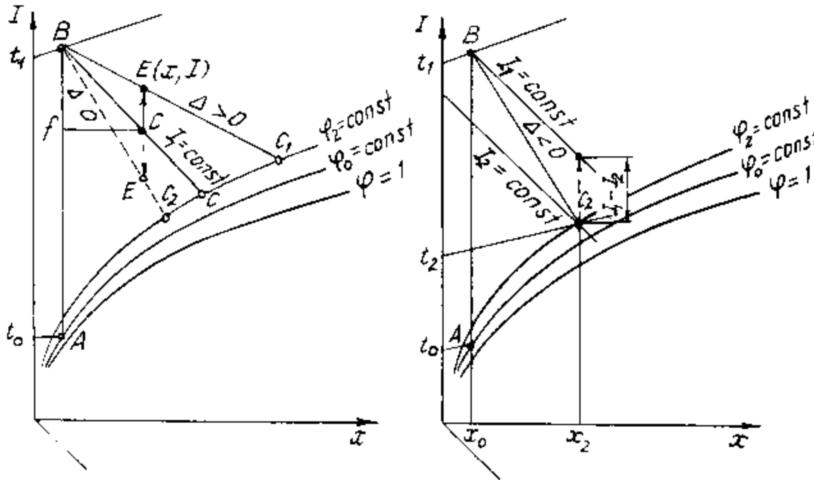
Trình tự xác định như sau:

- trên đồ thị I - x vẽ quá trình sấy lý thuyết;
- trên đường I_1 = const lấy điểm e tùy ý;
- trên đường x = const qua điểm e xác định đoạn thẳng eE (tính bằng mm):

$$eE = ef\frac{\Delta}{\mathrm{m}};$$

ở đây m - tỷ lệ xích của đồ thị; ef - khoảng cách từ e đến đường $x_0 = x_1$ = const, mm; Δ - tính theo phương trình (VII.24). Nếu $\Delta < 0$ điểm E nằm phía dưới đường I_1 = const, $\Delta > 0$ điểm E nằm phía trên (h.VII.2).

Từ B kẻ đường BE cắt t_2 = const (hoặc φ_2) ta được C_1 hoặc C_2 từ đó ta tìm được các thông số cuối của quá trình (I_2, x_2...) rồi tính l và q theo các phương trình (VII.20) và (VII.23a).



Hình VII.2. Mô tả cách vẽ đường sấy thực tế

b) Xác định bằng phương pháp giải tích

Phương pháp này không thuận tiện bằng phương pháp đồ thị nhưng kết quả chính xác hơn, tính toán hoàn toàn sử dụng các công thức đã giới thiệu ở trên.

– Trường hợp cho biết các thông số t_0, φ_0 của không khí ngoài trời và t_2, φ_2 của không khí thải, ta tính Δ theo (VII.24) rồi xác định t_1, l, q. Trình tự tính như sau:

- tính x_0, x_2 theo (VII.11):

$$x_o = 0,622\frac{\varphi_o P_{bo}}{P - \varphi_o P_{bo}}$$, kg ẩm/kg không khí khô;

$$x_2 = 0,622\frac{\varphi_2 P_{b2}}{I - \varphi_2 P_{b2}}$$, kg ẩm/kg không khí khô;

- tính lượng không khí tiêu tốn riêng:

$$l = \frac{1}{x_2 - x_o}$$, kg không khí khô/kg ẩm bay hơi;

- tính I_o và I_2 theo (VII.13):

$$I_o = c_k.t_o + (r_o + c_h t_o)x_o$$, kJ/kg không khí khô;

$$I_2 = c_k.t_2 + (r_o + c_h t_2)x_2$$, kJ/kg không khí khô;

tính nhiệt lượng riêng:

$$q = l(I_2 - I_o) - \Delta$$, kJ/kg ẩm bay hơi;

- xác định t_1, từ $q = l(I_1 - I_o)$ bằng cách thay trị số của I_1 và I_o đã tính theo (VII.13) vào và giải ra ($x_o = x_1$):

$$t_1 = \frac{q}{t(C_k + C_h x_o)} + t_o. \qquad \text{(VII.25)}$$

– Trường hợp cho biết t_o, φ_o, t_1, t_2. Tính Δ theo (VII.24) rồi tìm φ_2, l, q. Trình tự tính như sau:

$$\frac{\varphi_o P_{bo}}{P - \varphi_o P_{bo}} x_o = 0,622 .$$

- $I_1 = C_k t_1 + (r_o + C_h t_1)x_1$; ở đây chú ý là $x_1 = x_o$;
- tìm x_2 bằng cách giải phương trình (VII.24):

$$x_2 = \frac{-I + \Delta x_o + C_k t_2}{\Delta - (r_o + C_h t_2)} ; \qquad \text{(VII.26)}$$

- tính φ_2 theo (VII.11):

$$\varphi_2 = \frac{x_2 P}{(0,622 + x_2)P_{b2}}$$

- $l = \dfrac{1}{x_2 - x_o}$
- $I_o = C_k t_o + x_o(r_o + C_h t_o)$;
- $q = l(I_2 - I_o) - \Delta$ hay $q = l(I_1 - I_o)$.

§4. Thời gian sấy

19. Thời gian sấy trong điều kiện các thông số của tác nhân sấy không thay đổi có thể xác định gần đúng theo các công thức sau:

- đối với giai đoạn tốc độ sấy không đổi:

$$\tau_1 = \frac{1}{C}(u'_1 - u'_t),\ s; \qquad \text{(VII.27)}$$

- đối với giai đoạn tốc độ sấy thay đổi:

$$\tau_2 = \frac{1}{C}(u'_t - u'_c)2{,}3lg\frac{u'_t - u'_c}{u'_2 - u'_c}; \qquad \text{(VII.28)}$$

- tổng thời gian sấy:

$$\tau = \tau_1 + \tau_2; \qquad \text{(VII.29)}$$

trong các phương trình trên u'_1, u'_2, u'_t, u'_c - độ ẩm của vật liệu trước khi sấy, sau khi sấy, độ ẩm tới hạn và độ ẩm cân bằng, kg ẩm/kg vật liệu khô; C - hệ số tốc độ sấy, $1/s$.

Thực tế không khí chuyển động trên vật liệu không được đồng đều, vì vậy thời gian sấy lý thuyết tính theo công thức (VII.28) và (VII.29) cần phải tăng lên từ 1,5 đến 2 lần.

20. Hệ số tốc độ. Hệ số tốc độ biểu thị lượng ẩm (tính bằng kg) bay hơi trong một giây tính trên 1 kg vật liệu khô:

$$C = \frac{U}{G_k.\tau} = \beta.f.\overline{\Delta x}_{tb}; \qquad \text{(VII.30)}$$

trong một U - lượng ẩm bay hơi, kg hoặc kg/s; G_k - lượng vật liệu khô tuyệt đối, kg, hoặc kg/s; τ - thời gian sấy, s; f - bề mặt riêng của vật liệu khô tuyệt đối, m^2/kg chất khô; $\overline{\Delta x}_{tb} = (x_b - x)_{tb}$ - hiệu số trung bình của hàm ẩm của không khí ở trạng thái cân bằng (bão hòa) và trạng thái làm việc, gọi là động lực trung bình; β - hệ số cấp khối trong pha khí, $m^2.s.\frac{kg}{kg}$.

Hệ số cấp khối β có thể xác định từ phương trình:

$$N_u = A.Re^n\,(P_r)^{0,33}\,Gu^{0.135}; \qquad \text{(VII.31)}$$

ở đây $N_u = \frac{\beta L}{D}$; $Re = \frac{\omega.L}{\nu}$; $P_r = \frac{\nu}{D}$; $Gu = \frac{T - T_u}{T}$;

L - chiều dài của bề mặt bay hơi theo hướng chuyển động của không khí, m; D - hệ số khuếch tán, m^2/s; ω - tốc độ của không khí m/s; ν - độ nhớt động học, m^2/s; T, T_u - nhiệt độ của nhiệt kế bầu khô và bầu ướt, ^oK; A và n - hệ số phụ thuộc chế độ chuyển động của không khí (bảng VII.2).

Bảng VII.2. **Trị số của A và n trong công thức** (VII.31)

Re	A	n
1 ÷ 200	0,9	0,5
200 ÷ 6000	0,87	0,54
6000 ÷ 70000	0,347	0,65

21. Thời gian sấy trong điều kiện các thông số của không khí và vật liệu thay đổi. Trường hợp này thời gian sấy và kích thước của máy sấy được xác định theo các công thức sau:

- Đối với giai đoạn tốc độ sấy không đổi khi sấy ngược chiều cần đảm bảo bề mặt của vật liệu.

$$F_1 = \frac{L}{K} ln \frac{x_b - x_1}{x_b - x_2}, \text{ m}^2; \quad \text{(VII.32)}$$

- Đối với giai đoạn có tốc độ sấy giảm

$$F_2 = \frac{u_t^*}{K} \cdot \frac{V_k}{x_b + \frac{u^*.V_k}{L} - x_1} .ln \frac{(x_b - x_o) \cdot \frac{u^* V_k}{L}}{(x_b - x_1)\,(x_o + \frac{u^* V_k}{L} x_1)}, \text{ m}^2; \quad \text{(VII.33)}$$

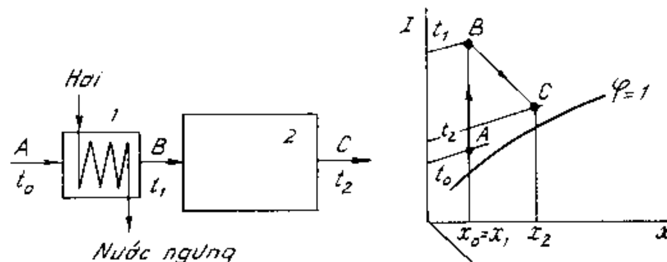
tổng bề mặt sấy:

$$F = F_1 + F_2; \quad \text{(VII.34)}$$

trong những phương trình trên: L - lượng không khí khô trong quá trình sấy, kg/s; V_k - thể tích vật liệu khô đi qua máy sấy, m^3/s; K - hệ số sấy, xác định bằng thực nghiệm, kg/m^2.s.$\overline{\Delta x}$; $u^* = u' - u'_c$ - lượng ẩm dư (tự do) trong vật liệu tại thời điểm τ khi bắt đầu giai đoạn có tốc độ sấy giảm, kg ẩm/m^3 vật liệu khô; u_1^* - lượng ẩm dư (tự do) của vật liệu ở điểm tới hạn, kg ẩm/m^3 vật liệu khô; x_o - hàm ẩm của khí đi vào khu vực thứ hai trong máy sấy ngược chiều, kg/kg; x_1 - hàm ẩm của không khí đi ra khỏi khu vực thứ hai và đi vào khu vực thứ nhất, kg/kg; x_b - hàm ẩm của không khí bão hòa, kg/kg.

§5. Các sơ đồ của quá trình sấy bằng không khí nóng

22. Sơ đồ sấy thông thường. Quá trình sấy có đun nóng không khí trước khi sấy và không sử dụng không khí thải là quá trình sấy thông thường. Sơ đồ này thể hiện trên hình VII.3. Quá trình đốt nóng không khí theo đường AB (x = const) trên đồ thị I - x. Quá trình sấy theo đường BC - đường I = const (sấy lý thuyết).

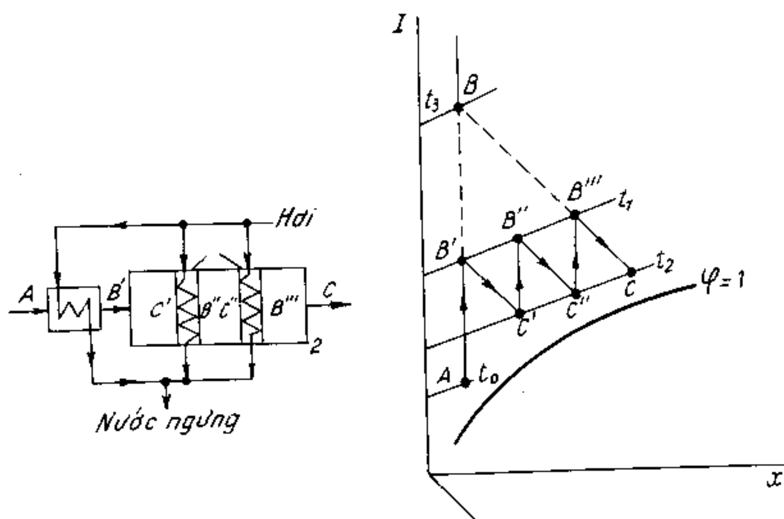


Hình VII.3. Sấy thông thường

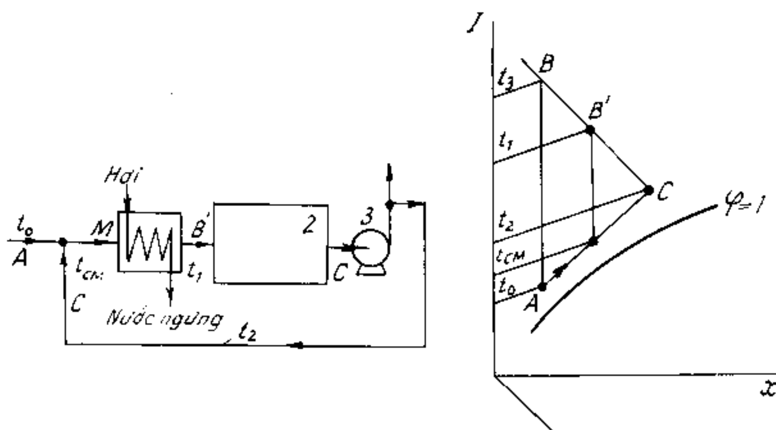
23. Sấy có đốt nóng không khí giữa chừng. Trên đồ thị I - x hình VII.4 thể hiện quá trình sấy có đốt nóng không khí giữa chừng. Đường AB', $C'B''$, $C''B''$ là đường

đốt nóng không khí. Đường $B'C'$, $B''C''$, $B'''C$ *là dường sấy. Sấy theo phương pháp này nhiệt độ không khí không cần cao, người ta ứng dụng phương pháp này để sấy các loại vật liệu không cho phép sấy ở nhiệt độ cao. Trên đồ thị điểm* B ứng với nhiệt độ t_3 tương ứng với sấy thông thường, còn đoạn AB - đốt nóng không khí, và BC - sấy.

24. Sấy có tuần hoàn khí thải (h.VII.5). Không khí sau khi sấy được đưa về một phần để trộn với không khí mới. Trên đồ thị I - x điểm A đặc trưng cho trạng thái của không khí mới, điểm C đặc trưng cho không khí thải, điểm M là trạng thái của không khí hỗn hợp đường AM đặc trưng cho quá trình trộn, đường MB' - đun nóng hỗn hợp, đường $B'C$ - sấy. Sấy có trộn một phần khí thải đảm bảo chế độ sấy ôn hòa vì không khí vào buồng sấy có hàm ẩm cao và nhiệt độ không cao



Hình VII.4. Sấy có đốt nóng không khí giữa chừng

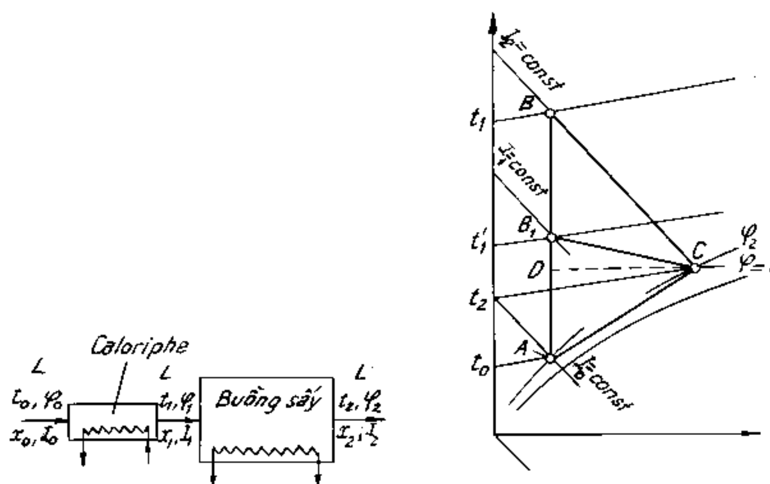


Hình VII.5. Sấy có tuần hoàn khí thải:
1- caloriphe, 2- buồng sấy; 3- quạt hút

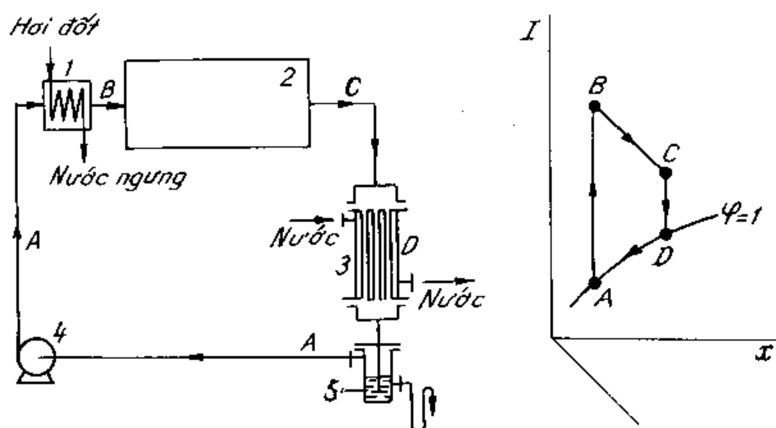
lắm. Phương pháp này thường được ứng dụng khi quá trình sấy cần độ ẩm không khí cao ví dụ, sấy gỗ, vật liệu gốm, sứ...

25. Sấy có đốt nóng bổ sung ngay trong phòng sấy (h.VII.6). Không khí sau khi vào phòng sấy còn được đốt nóng thêm. Trên đồ thị I - x đường AB_1 là đường đốt nóng không khí trước khi sấy, đường B_1C - đường sấy và đốt nóng bổ sung. Với phương pháp này nhiệt độ không khí thấp (sấy ôn hòa).

So sánh ba loại sơ đồ trên với sơ đồ sấy thông thường ta thấy rằng; nếu các thông số của không khí lúc đầu và cuối như nhau (t_0, φ_0, t_2, φ_2) thì lượng không khí và lượng nhiệt tiêu hao như nhau (xét trong điều kiện sấy lý thuyết) nhưng chế độ sấy của ba loại sau dịu và đều hơn, tuy thời gian sấy dài hơn, cấu tạo thiết bị phức tạp hơn.



Hình VII.6. Sấy có đốt nóng bổ sung



Hình VII.7. Sấy tuần hoàn kín:
1- caloriphe; 2- buồng sấy; 3- thiết bị làm lạnh - ngưng tụ; 4- quạt hút; 5- bình chứa

26. Sấy tuần hoàn kín (h.VII.7). Khí thải được làm nguội ở thiết bị *3* để ngưng bớt một phần hơi nước; nước ngưng vào thiết bị chứa *5* để tháo ra ngoài; khí được quạt *4* hút về đưa qua đốt nóng trong caloriphe *1* để tiếp tục sấy.

Trên đồ thị *I - x* đường *AB* là đường đốt nóng khí, *BC* - đường sấy, *CD* - làm lạnh khí đến nhiệt độ điểm sương, *DA* - tiếp tục làm lạnh để ngưng một phần hơi nước ở $\varphi = 100\%$.

Sơ đồ này thường dùng trong trường hợp tác nhân sấy không phải là không khí mà là loại khí quí như khí hydro hoặc các khí có giá trị khác.

§6. Sấy bằng khí lò

27. Khí lò được tạo, thành khi đốt cháy nhiên liệu. Có thể điều chỉnh và khống chế nhiệt độ khí lò bằng cách bổ sung không khí ngoài trời (hoặc khí thải).

Vì sự sai khác giữa nhiệt lượng riêng của không khí và khí lò (không quá 0,8%), cho nên có thể sử dụng mọi phương pháp tính toán của quá trình sấy bằng không khí cho quá trình sấy bằng khí lò.

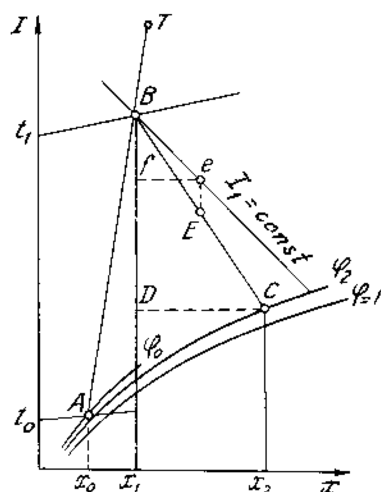
Quá trình sấy được biểu thị trên hình VII.8. Điểm *A* đặc trưng cho không khí ngoài trời, điểm *T* - của khí lò, đường *AT* là đường hỗn hợp của không khí và khí lò để điều chỉnh nhiệt độ. Đường *BC* là đường sấy thực tế.

28. Hàm ẩm của khí lò:

$$x = \frac{G_h}{G_k}, \text{ kg ẩm/kg khí khô;} \quad \text{(VII.35)}$$

ở đây G_h, G_k lượng hơi nước và lượng khí khô, kg/kg nhiên liệu;

29. Nhiệt lượng riêng của khí lò.



Hình VII.8. Biểu đồ sấy bằng khí lò

$$I = \frac{Q_c\eta + C_n t_n + \alpha L_o.I_o + W'i'}{G_k}; \quad \text{(VII.36)}$$

trong đó η - hiệu suất của lò đốt, thường $\eta = 0,85 \div 0,95$; L_o - lượng không khí khô lý thuyết dùng đốt cháy hoàn toàn 1 kg nhiên liệu, kg/kg nhiên liệu; I_o - nhiệt lượng riêng của không khí đốt nhiên liệu, J/kg; α - hệ số dư không khí; C_n, t_n - nhiệt dung riêng và nhiệt độ của nhiên liệu; W', *i'*- lượng hơi (kg) và nhiệt lượng riêng của hơi thổi nhiên liệu vào lò J/kg; Q_c - nhiệt trị cao của nhiên liệu, J/kg.

30. Nhiệt trị cao của nhiên liệu xác định theo công thức kinh nghiệm của Menđeleev:

$$Q_c = [339C + 1256H - 109\,(O - S)].10^3, \text{ J/kg.} \quad \text{(VII.37)}$$

31. Lượng không khí khô lý thuyết đốt cháy 1 kg nhiên liệu:

- đối với nhiên liệu rắn, lỏng:

$$L_o = 0{,}115C + 0{,}346H + 0{,}043(S - O),\ \text{kg/kg}; \qquad \text{(VII.38)}$$

- đối với nhiên liệu khí:

$$L = 1{,}38\left(0{,}0179CO + 0{,}248H_2 + 0{,}44H_2S + \frac{x + \frac{y}{4}}{12x + y} C_xH_y - O_2\right),\ \text{kg/kg}; \qquad \text{(VII.38a)}$$

trong các công thức (VII.37), (VII.38), (VII.38a), các ký hiệu C, H, O, S, CO, H_2S... là phần trăm khối lượng của các nguyên tố trong nhiên liệu; x, y là chỉ số nguyên tử cacbon và hidro, ví dụ với C_2H_4 thì $x = 2$, $y = 4$.

32. Hệ số dư α của không khí tính theo phương trình sau:

- đối với nhiên liệu rắn, lỏng:

$$\alpha = \frac{Q_c\eta + C_nt_n - (1 - \frac{9H + W + A}{100}C_kt_k - \frac{9H + W_i}{100} + W'(i' - i)}{L_o(C_kt_k + ix_o - I_o)}; \qquad \text{(VII.39)}$$

- đối với nhiên liệu khí:

$$\alpha = \frac{Q_c\eta + C_nt_n - (1 - \Sigma \frac{0{,}09y}{12x + y} C_xH_y)C_kt_k}{L_o(C_kt_k + ix_o - I_o} - \frac{(\Sigma \frac{0{,}09y}{12x + y} C_xH_y)i + W'(i' - i)}{L_o(C_kt_k + ix_o - l_o)}; \qquad \text{(VIII.39a)}$$

trong các công thức này: C_k, t_k - nhiệt dung riêng và nhiệt độ của không khí; i - nhiệt lượng riêng của hơi nước ở nhiệt độ của khí lò, J/kg; W, A - thành phần hơi nước và tro trong nhiên liệu, % khối lượng. Các ký hiệu còn lại xem công thức (VII.38).

33. Khối lượng khí lò khô G_k trong khi đốt cháy 1 kg nhiên liệu:

- đối với nhiên liệu rắn, lỏng:

$$G_k = 1 + \alpha L_o - \frac{9H + W + A}{100},\ \text{kg/kg}; \qquad \text{(VII.40)}$$

- đối với nhiên liệu khí:

$$G_k = 1 + \alpha L_e - \Sigma \frac{0{,}09y}{12x + y} C_xH_y,\ \text{kg/kg}. \qquad \text{(VII.40a)}$$

34. Khối lượng hơi ẩm G_h:

- đối với nhiên liệu, rắn, lỏng:

$$G_h = \frac{9H + W}{100} + \alpha x_o L_o + W',\ \text{kg/kg}; \qquad \text{(VII.41)}$$

- đối với nhiên liệu khí:

$$G_h = \Sigma \frac{0,09y}{12x + y} C_xH_y + \alpha . x_o . L_o + W' \text{ , kg/kg.} \qquad \text{(VII.42a)}$$

35. Nhiệt lượng riêng của khí lò:

$$C_k = \frac{G_{CO_2}.C_{CO_2} + G_{SO_2}.C_{SO_2} + G_{N_2}C_{N_2} + G_{O_2}C_{O_2}}{G_k} \text{ J/kg.độ;} \qquad \text{(VII.42)}$$

trong đó G_{CO_2}. C_{CO_2} ... - nhiệt dung dung riêng của các khí CO_2 và SO_2 tương ứng, J/kg.độ; G_{SO_2},C_{CO_2} ... - khối lượng các khí CO_2 và SO_2 tương ứng, kg/kg; Khối lượng các khí xác định như sau:

- đối với nhiên liệu rắn, lỏng:

$$G_{SO_2} = 0,0367C; \; G_{SO2} = 0,02S$$

$$G_{N_2} = 0,769\alpha L_o + 0,01N;$$

$$G_{O_2} = 0,231\ (\alpha - 1).L_o$$

- đối với nhiên liệu khí:

$$G_{CO_2} = 0,01\ CO_2 + 0,0157\ CO + \frac{0,44C_xH_y}{12x + y};$$

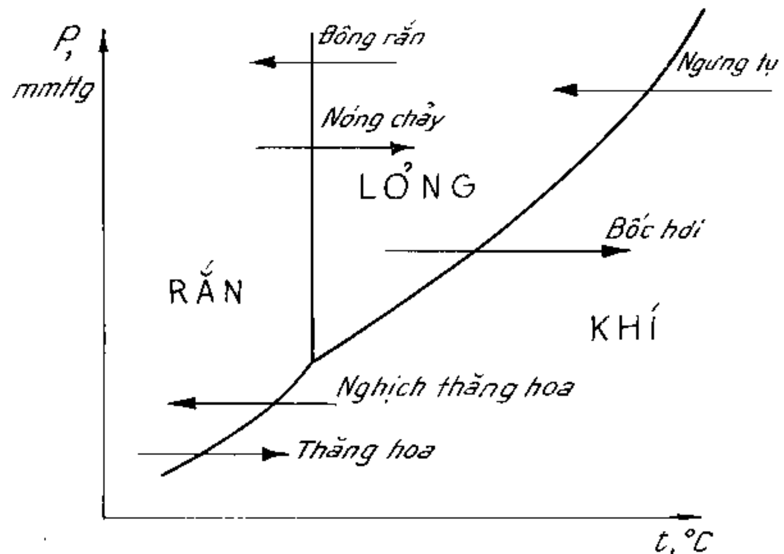
$$G_{N_2} = 0,769\alpha L_o + 0,01N;$$

$$G_{O_2} = 0,231\ (\alpha - 1)L_o.$$

Các ký hiệu xem công thức (VII.38).

§7. Sấy thăng hoa

36. Sấy thăng hoa là quá trình làm mất nước của sản phẩm bằng cách trực tiếp chuyển ẩm từ trạng thái rắn sang trạng thái hơi không qua trạng thái lỏng ở điều kiện áp suất rất thấp. Sản phẩm thu được bằng sấy thăng hoa giữ lại gần như đầy đủ những tính chất đặc trưng ban đầu: tính chất sinh học, màu sắc, hình dạng. Sản phẩm đã sấy khô bằng phương pháp này có thể giữ lâu dài trong bao bì chống ẩm và không phụ thuộc vào điều kiện bên ngoài. Khi sử dụng chỉ cần cho sản phẩm sấy khô hấp phụ một lượng



Hình VII.8a. Các quá trình thay đổi trạng thái của nước

nước thích hợp là ta sẽ được sản phẩm có đầy đủ các tính chất ban đầu. Sơ đồ quá trình sấy thăng hoa ở hình VII.8a.

37. Quá trình thay đổi trạng thái ẩm (nước) thể hiện trên hình VII.8a cho thấy sấy thăng hoa chỉ có thể xảy ra ở điều kiện áp suất nhỏ hơn 4,58 mmHg.

38. Sấy thăng hoa xảy ra qua ba giai đoạn:

- giai đoạn đông lạnh sản phẩm: Có thể là đông lạnh sơ bộ (làm lạnh trong điều kiện khí quyển bình thường bằng phương pháp truyền nhiệt đối lưu hoặc dẫn nhiệt tiếp xúc) hay tự đông lạnh (đông lạnh trong điều kiện chân không theo nguyên tắc thu nhiệt khi bay hơi một phần ẩm của sản phẩm);

- giai đoạn thăng hoa, quá trình làm mất ẩm ở trạng thái rắn chuyển sang trạng thái khí;

- giai đoạn bốc hơi ẩm liên kết còn lại ở dạng lỏng trong sản phẩm.

39- Thời gian đông lạnh bản phẳng dày $h = 2R$ với một số điều kiện đơn giản hóa (vật thể trước khi đông lạnh đã được làm lạnh hoàn toàn đến điểm kết tinh; sự tạo thành nước đá trong sản phẩm không có sự quá lạnh và kết tinh ở điều kiện đẳng nhiệt đơn chất, đặc tính nhiệt lý của các phần đã kết tinh và chưa kết tinh không phụ thuộc vào nhiệt độ của vật thể, nhiệt dung của phần đã kết tinh bằng không, hệ số cấp nhiệt từ bề mặt vào môi trường xung quanh bằng nhau ở hai phía không thay đổi theo thời gian) được xác định như sau:

$$\tau = \frac{q.\rho.R}{t_{db} - t_{mt}} \left(\frac{R}{2\lambda} + \frac{1}{\alpha} \right); \qquad \text{(VII.43)}$$

trong đó q - nhiệt tỏa ra từ một đơn vị khối lượng sản phẩm do nước kết tinh; λ- hệ số dẫn nhiệt của lớp sản phẩm đã đóng băng; t_{db} - nhiệt độ đóng băng của sản phẩm; t_{mt} - nhiệt độ môi trường làm lạnh t_{mt} = const; ρ - khối lượng riêng của sản phẩm; α - hệ số cấp nhiệt của môi trường truyền lạnh

40. Nếu thay lượng nhiệt q bằng tổng lượng nhiệt mất đi khi giảm nhiệt độ của sản phẩm từ nhiệt độ ban đầu t_d đến nhiệt độ cuối t_c, công thức tính thời gian đông lạnh có dạng:

$$\tau = \frac{\rho(I_d - I_c).R}{t_{db} - t_{mt}} \left(\frac{R}{2\lambda} + \frac{1}{\alpha} \right); \qquad \text{(VII.44)}$$

trong đó I_d - nhiệt lượng riêng của sản phẩm ứng với t_d; I_c - nhiệt lượng riêng của sản phẩm ứng với t_c.

41. Tốc độ đông lạnh sản phẩm được tính theo tỷ số giữa bề dày của khối sản phẩm h và thời gian đông lạnh :

$$v_{dl} = \frac{h}{\tau_{de}} \text{, m/giờ} .$$

Tốc độ đông lạnh được coi là một tham số để đánh giá chất lượng sản phẩm trong quá trình đông lạnh hoặc sấy thăng hoa. Tốc độ đông lạnh khác nhau tác động đến quá trình phân bố lại nước trong sản phẩm khác nhau do đó ảnh hưởng đến chất lượng sản phẩm đông lạnh cũng như động học quá trình sấy thăng hoa.

42. Giai đoạn thăng hoa

- Cường độ thăng hoa

$$J = \alpha_p (p_{bm} - p_n); \qquad \text{(VII.45)}$$

trong đó p_{bm} - áp suất trên bề mặt vật liệu; p_n - áp suất trên bề mặt dàn ngưng tụ; α_p - hệ số trao đổi khối

- Hệ số trao đổi khối được tính theo công thức

$$\alpha_p = 50{,}5 \frac{\eta}{l.p_{bm}} \left(\frac{T_{mt} - T_{bm}}{T_o}\right)^2 \left(\frac{p_{bm}}{p_o}\right)^{0{,}35} \left(\frac{T_{cn}}{T_{bm}}\right)^{2{,}6}; \qquad \text{(VII.46)}$$

trong đó η - hệ số độ nhớt; l - kích thước đặc trưng; p_o - áp suất bão hòa của hơi nước tại điểm ba trạng thái (p_o = 4,58 mmHg); T_{mt} - nhiệt độ môi trường; ^oK; T_{bm} - nhiệt độ bề mặt vật liệu; ^oK; T_o - nhiệt độ tại điểm ba trạng thái; ^oK; T_{cn} - nhiệt độ nguồn; ^oK.

§8. Cấu tạo thiết bị sấy

43. Một số nhận xét về nguyên tắc làm việc của thiết bị.

Theo nguyên tắc chuyển động của vật liệu sấy và tác nhân sấy có thể phân chia thiết bị sấy ra các loại làm việc xuôi chiều, ngược chiều và chéo dòng.

a) Thiết bị sấy xuôi chiều. Loại này được ứng dụng trong những trường hợp sau:

- khi vật liệu ở trạng thái ẩm chịu được sấy với cường độ cao tốt hơn ở trạng thái khô;

- khi ở nhiệt độ cao vật liệu dễ bị hỏng;

- khi độ hút ẩm của vật liệu nhỏ;

- khi độ hút nước của vật liệu tương đối lớn nhưng cần coi trọng chất lượng sản phẩm hơn hiệu quả kinh tế của quá trình.

b) Thiết bị sấy ngược chiều. Loại này được ứng dụng trong những trường hợp sau:

- khi vật liệu có độ ẩm lớn nhưng không được bốc hơi nhanh;

- khi vật liệu chịu được nhiệt độ cao;

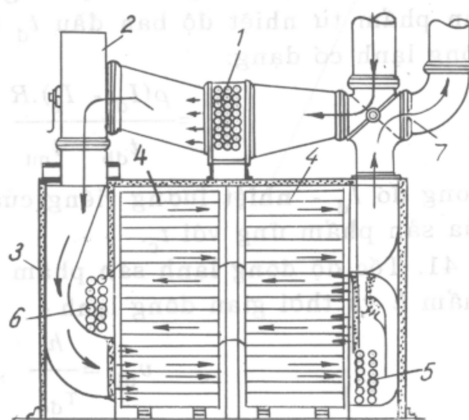
- khi độ hút ẩm của vật liệu lớn.

c) Thiết bị sấy chéo dòng. Loại này được ứng dụng trong những trường hợp sau:

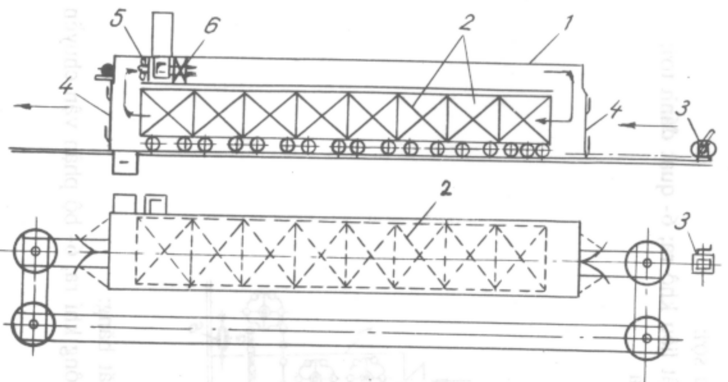
- khi vật liệu ở trạng thái khô và ướt chịu được sấy nhanh tốt như nhau:

- khi vật liệu chịu được nhiệt độ cao;

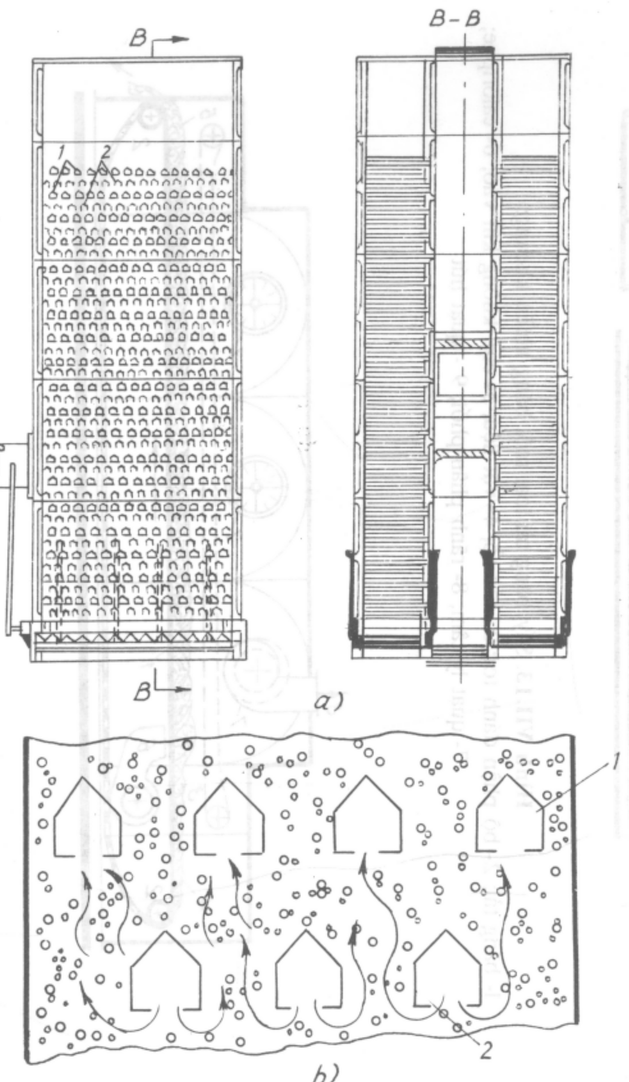
- khi không ứng dụng được xuôi chiều hoặc ngược chiều, do trở lực của thiết bị sấy lớn hoặc do có cấu tạo đặc biệt;



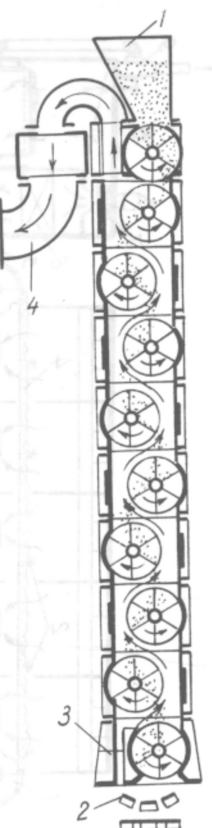
Hình VII.9. Tủ sấy bằng không khí có tuần hoàn: 1, 5, 6, - caloriphe; 2- quạt; 3- phòng sấy; 4- khay sấy; 7- van chắn



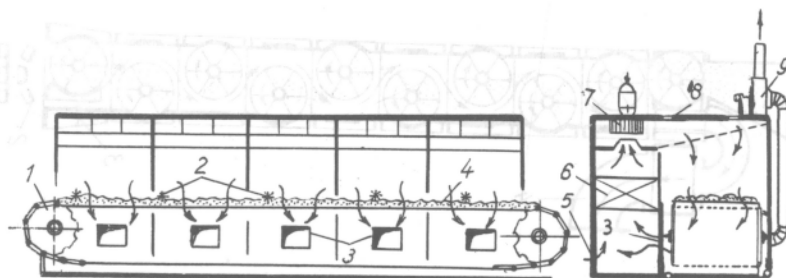
Hình VII.10. Sấy đường hầm:
1- đường hầm; 2- xe goòng; 3- tời kèo;
4 - cửa hầm; 5- quạt; 6- caloriphe



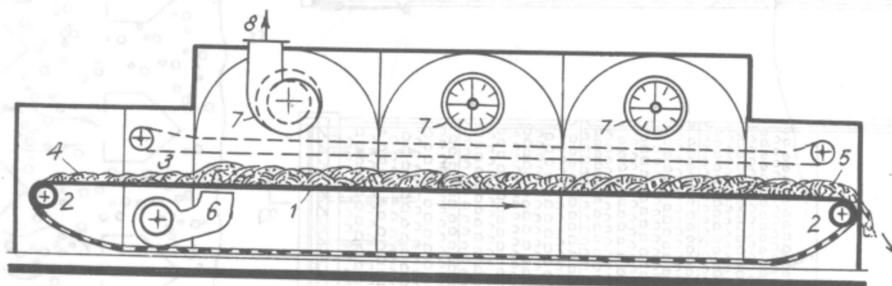
Hình VII.11. Sấy hầm đứng:
a) mặt cắt; b) sơ đồ phân bố hộp;
1- hộp hút; 2- hộp đẩy



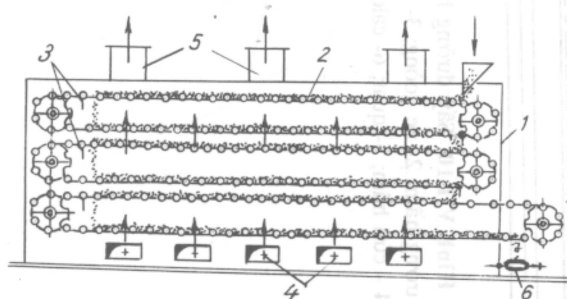
Hình VII.12. Sấy hầm dung: 1- vật liệu ẩm vào; 2- vật liệu khô ra; 3- khí vào; 4- khí ra



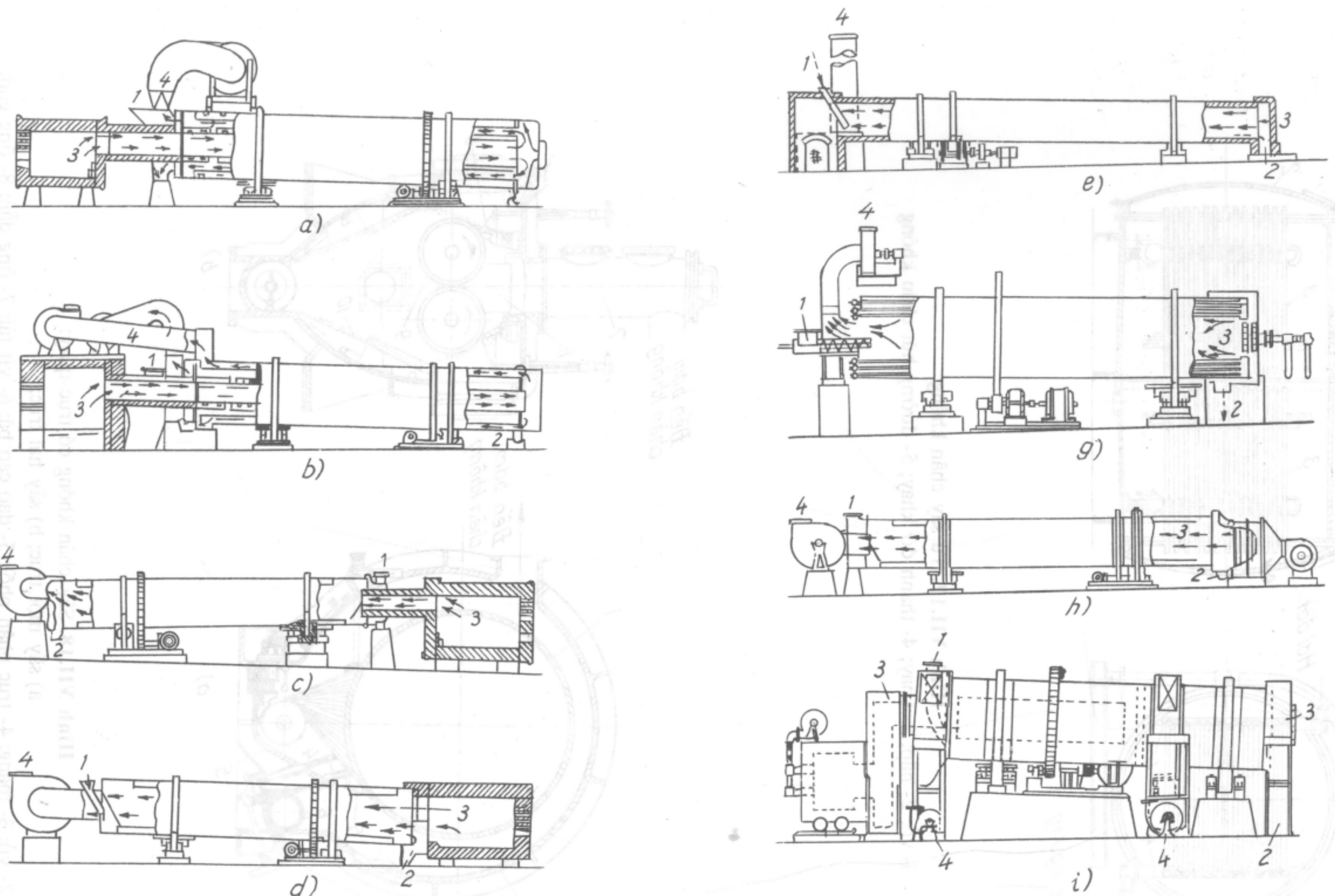
Hình VII.13. Sấy băng tải loại một băng nhiều khoang:
1- băng tải; 2- bộ phận đánh tơi; 3- cửa sổ; 4- vật liệu; 5- cửa không khí vào; 6- caloriphe; 7- quạt ly tâm; 8- rãnh phân phối; 9 - quạt hút



Hình VII.14 Sấy băng tải cho vật liệu sợi:
1- băng tải; 2- trục quay; 3- lưới bảo vệ; 4- vật liệu ẩm vào; 5- vật liệu khô ra; 6- quạt đánh tơi; 7- quạt tuần hoàn; 8- không khí ra



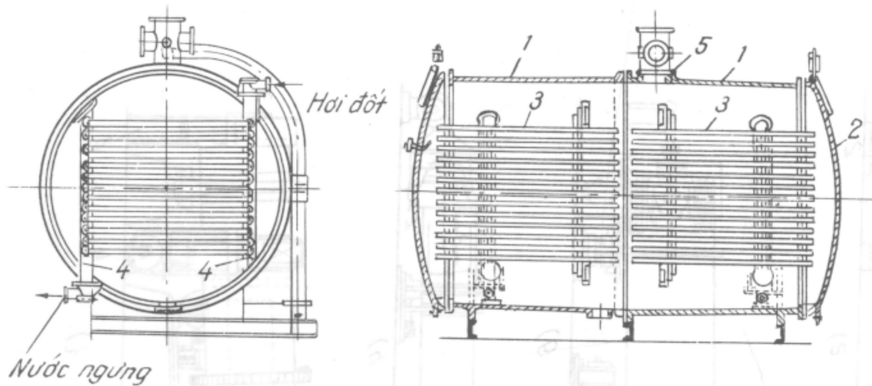
Hình VII.15. Sấy băng tải sử dụng hai mặt băng:
1- phòng; 2- băng tải; 3- thanh gạt; 4 - cửa không khí vào; 5- cửa không khí ra; 6- bộ phận vận chuyển



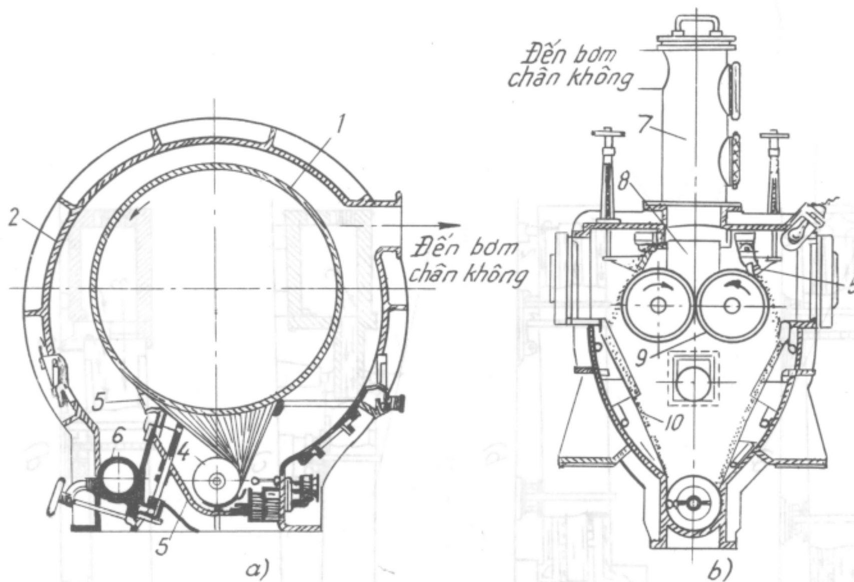
Hình VII.16. Sơ đồ sấy thùng quay:

a) sấy hỗn hợp; b) sấy gián tiếp; c) sấy trực tiếp thuận chiều; d) sấy trực tiếp ngược chiều; e) khí thải ngược chiều; g) thiết bị đốt nóng bằng hơi đốt trong thùng; h) đốt không khí ở ngoài; i) sấy và làm lạnh trong cùng một thùng;

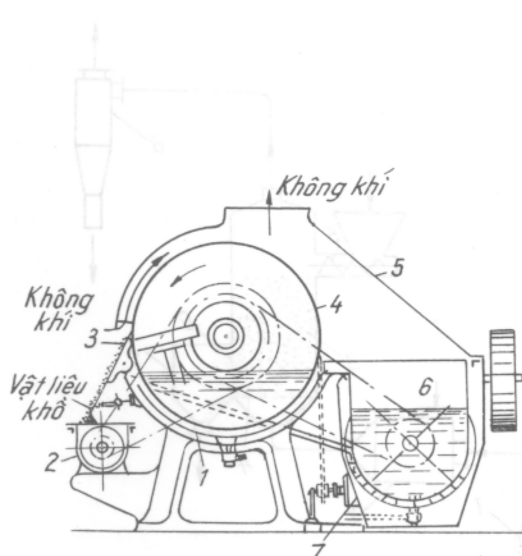
1- vật liệu ẩm vào; 2- vật liệu khô ra; 3- tác nhân sấy vào; 4- tác nhân sấy ra



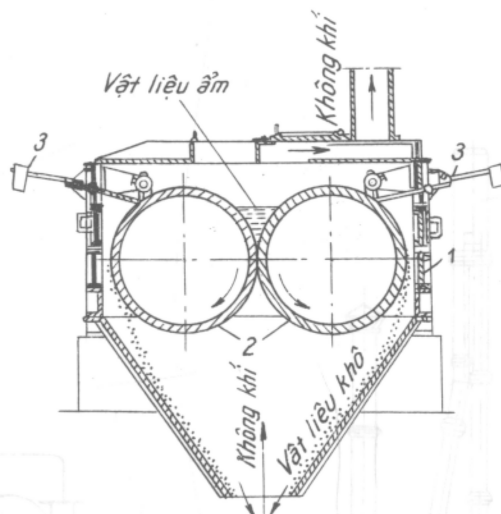
Hình VII.17. Tủ sấy chân không:
1- vỏ; 2- nắp; 3- khay; 4- thanh đỡ khay; 5- đường hút chân không



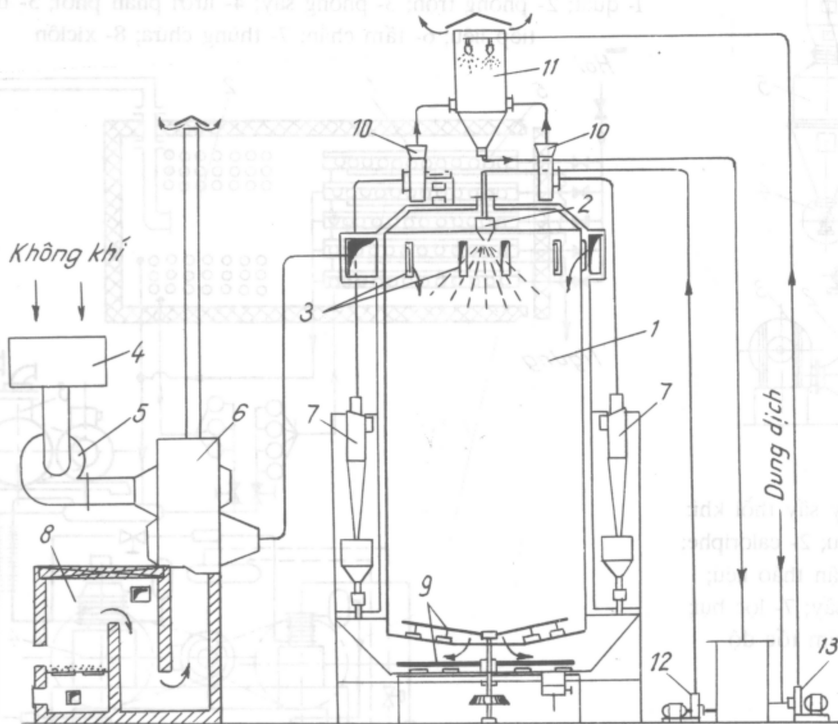
Hình VII.18. Sấy chân không có trục quay:
a) sấy một trục; b) sấy hai trục;
1- trục quay; 2- vỏ; 3- máng; 4- trục phân phối; 5- dao cạo bã; 6- vít tải; 7- ống dẫn; 8- ống góp; 9- trục cán; 10- phễu hứng



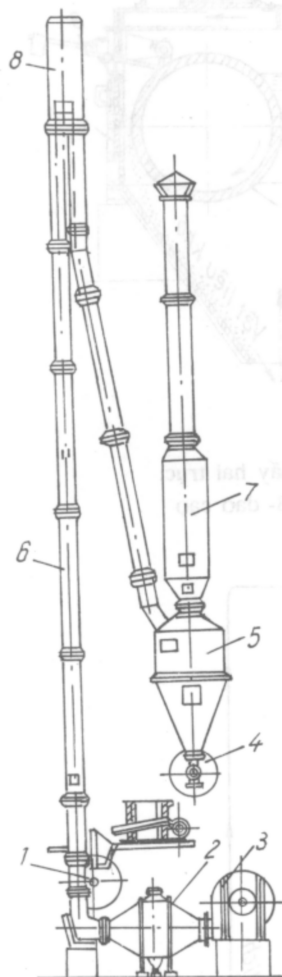
Hình VII.19. Máy sấy một trục:
1. máng; 2- vít tải; 3- dao cạo; 4. trục sấy;
5- vỏ; 6- thùng chứa; 7- bơm



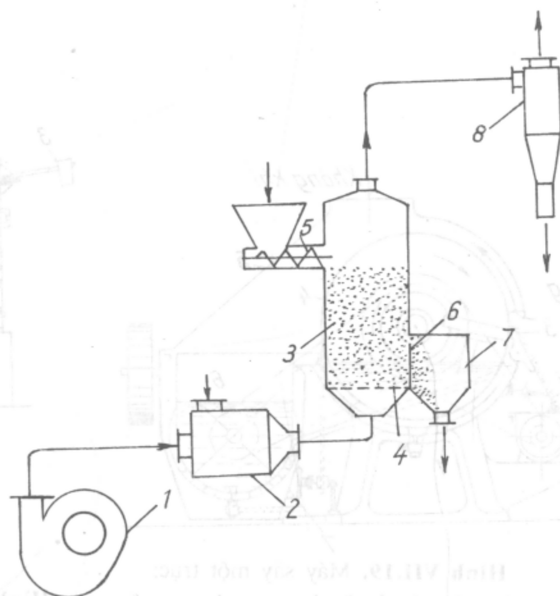
Hình VII-20. Máy sấy hai trục:
1- vỏ; 2- trục sấy; 3- dao cạo



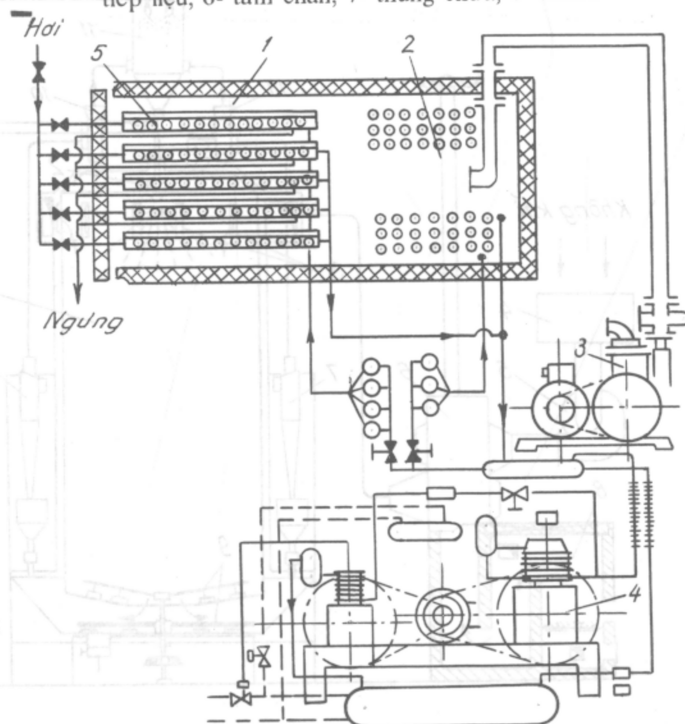
Hình VII.21. Máy sấy phun:
1- phòng sấy; 2- vòi phun; 3- cửa điều chỉnh không khi nóng; 4- lọc không khí;
5-, 10- quạt; 6- caloriphe; 7- xiclôn; 8- lò đốt; 9- cào; 11- tháp rửa;
12- bơm dung dịch vào phòng sấy; 13- bơm dung dịch lên tháp rửa



Hình VII.22. Máy sấy thổi khí:
1- bộ phận tiếp liệu; 2- caloriphe;
3- quạt; 4- bộ phận tháo liệu;
5- xiclôn; 6- ống sấy; 7- lọc bụi;
8- bộ phận hãm tốc độ



Hình VII.23. Thiết bị sấy tầng sôi:
1- quạt; 2- phòng trộn; 3- phòng sấy; 4- lưới phân phối; 5- bộ phận tiếp liệu; 6- tấm chắn; 7- thùng chứa; 8- xiclôn



Hình VII.24. Sơ đồ nguyên lý hệ thống sấy thăng hoa
1- buồng sấy; 2- khoảng ngưng tụ; 3- bơm chân không;
4- thiết bị làm lạnh; 5- dàn đỡ khay sấy có dàn làm lạnh (ban đầu) và cấp nhiệt lúc sấy

- khi yêu cầu cần sấy nhanh và độ ẩm của vật liệu sau khi sấy cần nhỏ là quan trọng hơn yêu cầu về tiêu hao ít nhiệt và không khí.

44. Sơ đồ cấu tạo thiết bị sấy

§9. Các công thức cơ bản để tính thiết bị sấy

44. Hầm sấy, máy sấy băng tải

Chiều dài của hầm sấy có thể tới 60m; khoảng cách từ xe chứa vật liệu đến tường và trần của hầm không quá 70 ÷ 80mm, còn khoảng cách giữa các xe ~ 75mm.

Chiều dài của hầm:

$$L = (G/g)\tau l_x + n.l_k + l_0,\ \text{m}; \qquad \text{(VII.47)}$$

trong đó G - năng suất của máy sấy, kg/h; g - dung lượng của xe hoặc một khối vật liệu, kg; τ - thời gian sấy, h; l_x - kích thước chiều dài theo dọc hầm của một xe hoặc một khối vật liệu, m; l_k - khe hở giữa hai xe theo chiều dọc hầm, m; l_0 - khoảng trống hai đầu hầm, phụ thuộc kết cấu hầm và điều kiện phân phối khí, thường $l_0 \approx 0{,}5 l_x$, m; n - số xe (hoặc khối vật liệu) trong hầm.

Khi tính chiều dài của máy sấy băng tải công thức trên có dạng:

$$L = \frac{G}{g}\tau + l_0,\ \text{m}; \qquad \text{(VII.48)}$$

Trong đó g - dung lượng tính theo 1m chiều dài của băng tải, kg/m; còn $l_0 \approx 1$m.

45. Sấy thùng quay.

a) Đường kính của thùng:

$$D_t = \frac{0{,}0188}{\sqrt{100 - \beta}} \sqrt{\frac{V}{\omega}},\ \text{m}; \qquad \text{(VII.49)}$$

trong đó β - hệ số chứa, khoảng từ 10 đến 25% thể tích thùng; V - lưu lượng thể tích của khí ẩm ra khỏi thùng quay, m^3/h; ω - tốc độ của khí ra khỏi thùng (thường từ 2 ÷ 3 m/s).

b) Thể tích của thùng:

$$V_t = U/A,\ m^3; \qquad \text{(VII.50)}$$

trong đó U - lượng ẩm bay hơi, kg/h; A - cường độ bay hơi ẩm, kg ẩm/m^3.h

Cường độ bay hơi ẩm phụ thuộc vào tính chất của vật liệu, cấu tạo của thùng, thường xác định bằng thực nghiệm. Trị số của A đối với một số vật liệu cho trong bảng VIII.3.

c) Chiều dài của thùng:

$$L_t = \frac{4V_t}{\pi . D_t^2},\ \text{m}. \qquad \text{(VII.51)}$$

Thường tỉ số giữa chiều dài và đường kính của thùng

$$L_t/D_t = 3{,}5 \div 7$$

Bảng VII.3. **Trị số cường độ bay hơi A**

Vật liệu	W_1, %	W_2, %	t_1, °C	t_2, °C	Kích thước hạt, mm	A, $kg/m^3.h$	Ghi chú
Natri bicacbonat	4-8	0,1	100-110	60	-	7-10	Không có cánh
Cát	4,3-7,7	0,05	840	100	-	80-88	Đệm nhiều cánh có từng ô riêng
Bari clorua	5,6	1,2	109	-	-	1-2	Xuôi chiều, đệm loại cánh thường
Đá vôi ($CaCO_3$)	10-15	1,5	1000	80	0,15	45-65	Ngược chiều,
-nt-	8-10	0,5	800	120	0-20	30-40	đệm cánh thường
Đất chịu lửa	9	0,7	800-1000	70-80	-	60	
Đất sét	22	5	600-700	81-100	-	50-60	Đệm cánh thường
Mạt cưa	40	15	350	-	-	30-40	Đệm nhiều cánh
Muối ăn	4-6	0,2	150-200	-	-	7,2	Ngược chiều, đệm cánh thường
Pirit	8,5-10	0,-2,3	480	215	-	20-60	Ngược chiều β=0,23
Quặng mangan	15	2	120	60	2,5	12	Đệm cánh thường
Quặng sunfit tinh	12	3	500-600	100	200	60-70	-nt-
Than cám antraxit	11,5	3,2	400	120	-	23,6	-nt-
Than đá	9	0,6	800-1000	60	-	32-40	-nt-
Xỉ (65% than, 35% tro)	50	1	750	120	0-2	120	Đệm nhiều cánh

d) Số vòng quay của thùng:

$$n = \frac{m.k.L}{\tau D_1.tg\alpha}, \text{ vg/ph}; \qquad \text{(VII.52)}$$

trong đó L - chiều dài của cánh đảo trộn trong thùng, m; α - góc nghiêng của thùng quay, độ; thường góc nghiêng của thùng dài là 2,5 ÷ 3°, còn thùng ngắn đến 6°. m và k - hệ số, phụ thuộc cấu tạo cánh và chiều chuyển động của khí, cho trong bảng VII.4; τ - thời gian lưu lại của vật liệu trong thùng quay, ph.

Bảng VII.4. **Trị số của m và k trong công thức (VII.52) khi β = 10 - 15%**

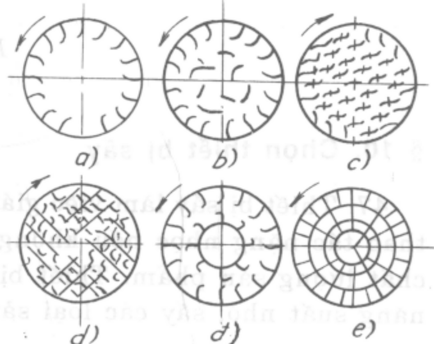
Cấu tạo đệm (h. VII.25)	m	k	
		xuôi chiều	ngược chiều
Theo sơ đồ *a*	0,5	từ 0,2	từ 0,5
Theo sơ đồ *b*	1,0	từ 0,7	đến 2,0
Theo sơ đồ *d*	0,75	-	-

$$\tau = \frac{120\beta\rho(u_1 - u_2)}{A.[200 - (u_1 + u_2)]}, ph; \quad \text{(VII.53)}$$

ở đây ρ - khối lượng riêng xốp trung bình của vật liệu trong thùng quay, kg/m^3; u_1, u_2 - độ ẩm đầu và cuối của vật liệu, tính bằng % khối lượng chung.

Bảng VII.5. **Hệ số *a* trong công thức (VII-50)**

Loại cánh (hình VII.21)	Hệ số chứa đầy β			
	0,1	0,15	0,20	0,25
Theo sơ đồ *a*	0,038	0,053	0,063	0,071
Theo sơ đồ *d*	0,013	0,026	0,038	0,041
Theo sơ đồ *e*	0,006	0,008	0,01	0,011



Hình VII.25. Sơ đồ các loại đệm trong thùng quay
a) cánh nâng; b) loại chia khoang có cánh nâng; c, d) loại cánh phân phối; đ) loại cánh liên hợp; e) loại chia thành khoang kín

e) Sức cản thủy lực của dòng khí trong thùng quay thường từ 100 ÷ 200 N/m^2.

f) Công suất cần thiết để quay thùng:

$$N = 0,13.10^{-2}.D_t^3.L_t.a.n.\rho, \text{ kW}; \quad \text{(VII.54)}$$

trong đó n - vg/ph; a - hệ số phụ thuộc vào dạng cánh, cho trong bảng VII.5; ρ - khối lượng riêng xốp trung bình, kg/m^3; D_t, L_t - đường kính và chiều dài của thùng, m.

46. Máy sấy thổi (sấy phụt)

a) Tốc độ thăng bằng của hạt có hình dạng bất kỳ xác định theo công thức:

$$\omega_1 = K.\ \frac{\rho_h}{\rho_k}.d_h, \text{ m/s}; \quad \text{(VII.55)}$$

trong đó ρ_h, ρ_k - khối lượng riêng của hạt và của khí, kg/m^3; d_h - đường kính của hạt, m; thường xác định bằng kích thước của lỗ sàng; K - hệ số, thường lấy bằng 3,5 - 5.

Tốc độ của khí lấy lớn hơn tốc độ thăng bằng (ω_1) khoảng 10 - 20%.

b) Lưu lượng của khí trong ống:

$$V_k = \frac{G}{v}, \text{ m}^3\text{/h}; \quad \text{(VII.56)}$$

trong đó G - năng suất của máy, kg/h; v - nồng độ thể tích của vật liệu trong khí, kg vật liệu/m^3 khí, thường lấy $v \approx 0,5 \div 1$ kg/m^3.

Nồng độ thể tích tính theo điều kiện trung bình của khí và vật liệu:

$$\overline{v} = 3b\frac{\overline{G}}{F(\omega_k - \omega_1)}; \quad \text{(VII.57)}$$

trong đó $\overline{G}$ - năng suất tính theo độ ẩm trung bình của vật liệu sấy, kg/h; F - tiết

diện của ống sấy, m^2; ω_k, ω_1 - tốc độ khí và tốc độ thăng bằng của hạt tính theo điều kiện trung bình của nhiệt độ và độ ẩm của khí, m/s; b - hệ số, phụ thuộc đường kính của ống: khi đường kính ống đến 0,25m thì b = 0,77; khi đường kính ống đến 1m, thì b = 0,68.

c) Đường kính của ống xác định theo công thức:

$$D = \frac{V_k}{900\pi\omega_k}, \text{ m} . \qquad \text{(VII.58)}$$

§ 10. Chọn thiết bị sấy

47. Thiết bị sấy làm việc gián đoạn có nhược điểm là năng suất thấp, cồng kềnh, thao tác nặng nhọc nếu không có bộ phận vận chuyển, nhiều khi không đảm bảo chất lượng sản phẩm. Thiết bị sấy làm việc gián đoạn thường được ứng dụng khi năng suất nhỏ, sấy các loại sản phẩm hình dạng khác nhau.

Thiết bị sấy liên tục cho chất lượng sản phẩm tốt hơn, thao tác nhẹ nhàng hơn.

Yếu tố quan trọng để chọn thiết bị sấy liên tục là tính chất của vật liệu sấy.

Để sấy vật liệu cục người ta dùng chủ yếu là loại thùng quay, loại đường hầm.

Để sấy vật liệu hạt, tơi, người ta dùng loại thùng quay, loại thổi khí, loại xiclôn, loại vòi rồng, loại tầng sôi.

Trong một số trường hợp người ta tiến hành sấy hai bậc thích hợp hơn. Ví dụ bậc thứ nhất có thể dùng loại sấy vòi rồng, xiclôn hay sấy phụt. Trong các loại máy sấy này lượng ẩm trên bề mặt được lấy đi nhanh chóng và có thể dùng chất tải nhiệt có nhiệt độ lúc đầu cao. Trong bậc sấy thứ hai có thể dùng loại sấy tầng sôi để tách phần ẩm bên trong. Khi sấy vật liệu không chịu được nhiệt độ cao thì nhiệt độ đầu của tác nhân sấy không cần cao lắm, có thể giữ nhiệt độ đầu thấp hơn so với bậc thứ nhất.

Để sấy vật liệu nhão người ta dùng loại băng-trục, loại trục, hay loại hình trụ-nón với lớp vật liệu ở dạng tầng sôi hay vòi rồng.

Để sấy huyền phù, dung dịch, chất nóng chảy thường dùng loại sấy phun cũng như loại tầng sôi, vòi rồng.

Vấn đề quyết định để chọn cơ cấu thiết bị sấy và tác nhân sấy phụ thuộc vào nhiệt độ sấy cho phép và thời gian lưu lại cho phép của vật liệu trong thiết bị sấy.

Thiết bị sấy chân không sấy thăng hoa phức tạp và đắt, vì thế chỉ nên dùng khi không thể thực hiện được sấy ở áp suất thường, ví dụ khi sấy vật liệu dễ nổ hay vật liệu có nhả các hơi độc, các sản phẩm dược, thực phẩm có chất lượng cao.

§11. Nguyên lý thiết kế thiết bị sấy

48. Yêu cầu của thiết bị sấy là phải làm việc tốt (vật liệu sấy khô đều có thể điều chỉnh được vận tốc dòng vật liệu và tác nhân sấy, điều chỉnh được nhiệt độ và độ ẩm của tác nhân sấy), tiết kiệm nguyên vật liệu và năng lượng, dễ sử dụng.

Khi thiết kế thiết bị sấy cần có những số liệu sau đây.

Loại vật liệu cần sấy (rắn, nhão, lỏng...), năng suất, độ ẩm đầu và cuối của vật liệu, nhiệt độ giới hạn lớn nhất, độ ẩm và tốc độ tác nhân sấy, thời gian sấy.

Trước hết phải vẽ sơ đồ hệ thống thiết bị, vẽ quy trình sản xuất, chọn kiểu thiết bị phù hợp với tính chất của nguyên liệu và điều kiện sản xuất.

Tính cân bằng vật liệu, xác định số lượng và kích thước thiết bị.

Tính cân bằng nhiệt lượng để tính lượng nhiệt tiêu thụ và lượng tác nhân sấy cần thiết.

Đối với các thiết bị làm việc ở áp suất khác áp suất khí quyển cần phải tính độ bền.

Sau khi tính xong những vấn đề trên ta bắt đầu chọn và tính các thiết bị phụ của hệ thống: bộ phận cung cấp nhiệt (lò đốt, caloriphe), bộ phận vận chuyển, bộ phận thu hồi bụi (nếu có), quạt, công suất tiêu thụ để chọn động cơ điện.

Cuối cùng nghiên cứu sơ đồ các dụng cụ đo lường kiểm tra và nghiên cứu việc tự động hóa quá trình.

PHẦN THỨ BỐN

CÁC QUÁ TRÌNH CHUYỂN KHỐI

CHƯƠNG VIII

KHUẾCH TÁN

I. THÀNH PHẦN PHA

1. Khi tính toán các quá trình chuyển khối, thành phần pha có thể biểu diễn bằng nhiều đơn vị đo khác nhau.

Gọi *A, B, C...* là các cấu tử thành phần của hỗn hợp, ta có:

Đối với pha lỏng:

- *Phần mol:*

$$x_A = \frac{kmol\ A}{kmol(A + B + ...)} \qquad \text{(VIII.1)}$$

Bảng VIII.1. **Quan hệ giữa các cách biểu diễn thành phần cấu tử *A* trong hỗn hợp lỏng hai cấu tử *A* và *B***

	x	a	X	$\overline{X}$
x	1	$\dfrac{\dfrac{a_A}{M_A}}{\dfrac{a_A}{M_A} + \dfrac{a_B}{M_B}}$	$\dfrac{X_A}{1 + X_A}$	$\dfrac{\dfrac{\overline{X}_A}{M_A}}{\dfrac{\overline{X}_A}{M_A} + \dfrac{1}{M_B}}$
a	$\dfrac{M_A . x_A}{M_A x_A + M_B . X_B}$	1	$\dfrac{M_A X_A}{M_B + M_A X_A}$	$\dfrac{\overline{X}_A}{1 + \overline{X}_A}$
X	$\dfrac{x}{1 - x}$	$\dfrac{M_B a_A}{M_A(1 - a_A)}$	1	$\dfrac{M_B \overline{X}_A}{M_A}$
$\overline{X}$	$\dfrac{M_B x_A}{M_B(1 - x_A)}$	$\dfrac{a_A}{1 - a_A}$	$\dfrac{M_A X_A}{M_B}$	1

M là khối lượng mol, kg/kmol.

- *Phần khối lượng:*

$$a_A = \frac{\text{kg } A}{\text{kg}(A + B + ...)} \qquad \text{(VIII.2)}$$

- *Phần mol tương đối:*

$$X_A = \text{kmol}A/\text{kmol}B \qquad \text{(VIII.3)}$$

- *Phần khối lượng tương đối:*

$$\overline{X}_A = \text{kg}A/\text{kg}B \qquad \text{(VIII.4)}$$

Đối với pha khí: Các công thức tính nồng độ cũng tương tự như pha lỏng; nhưng thay x bằng y, X bằng Y và $\overline{X}$ bằng $\overline{Y}$.

Quan hệ của các thành phần cho ở bảng VIII.1 [40.656].

II. HỆ SỐ KHUẾCH TÁN

§1. Khuếch tán trong pha khí

2. Hệ số khuếch tán động của khí A trong khí B (hoặc khí B trong khí A) ở nhiệt độ tuyệt đối T và áp suất tuyệt đối P tính theo công thức sau: [40.658]

$$D = \frac{0{,}0043.10^{-4}T^{1,5}}{P(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2}\sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}\ , \text{m}^2/\text{s}; \qquad \text{(VIII.5)}$$

Bảng VIII.2. **Thể tích mol và thể tích nguyên tử của một số chất** [40.658]

Thể tích nguyên tử,	cm^3/ng.tử	Thể tích mol,	cm^3/mol
Br	27,0	H_2	14,3
C	14,8	O_2	25,6
Cl	24,6	N_2	31,2
H	3,7	Không khí	29,9
N trong amin bậc 1	10,5	CO	30,7
N trong amin bậc 2	12,0	CO_2	34,0
N với hai nối bão hòa	15,6	SO_2	44,8
O với hai nối bão hòa	7,4	NO	23,6
O trong anđêhit và xeton	7,4	N_2O	36,4
O trong các este (phức tạp)	9,1	NH_3	25,8
O trong các ete (đơn giản)	9,9	H_2O	18,9
O trong các este (phức tạp) và ete (đơn giản) cao	11,0	H_2S	32,9
		COS	51,5
O trong các axit	12,0	Cl_2	48,4
O trong hợp chất với S, P, N.	8,3	Br_2	53,2
S	25,6	I_2	71,5
I	37,0		

Các hằng số cấu tạo	
Vòng benzen	- 15
Vòng naptalen	- 30
Vòng antraxen	- 47,5

trong đó D - hệ số khuếch tán, m^2/s; T - nhiệt độ, °K; P - áp suất, at; M_A, M_B - khối lượng mol của khí A và B, kg/kmol; v_A và v_B - thể tích mol của khí A và B, cm^3/mol, xem bảng VIII.2.

Khi tính thể tích mol của hợp chất cần thêm các hằng số cấu tạo tương ứng vào tổng thể tích nguyên tử.

Đối với các hợp chất không có trong bảng trên, thể tích mol được xác định theo nguyên tắc cộng.

Ví dụ, thể tích mol của benzen (C_6H_6) bằng:

$$v_A = 6.14,8 + 6.3,7 - 15 = 96 \text{ cm}^3/\text{mol}.$$

Nếu biết trị số D_1 của hai khí cho trước ở nhiệt độ T_1 và áp suất P_1, có thể tìm trị số D_2 của chúng ở nhiệt độ T_2 và áp suất P_2:

$$D_2 = D_1\left(\frac{T_2}{T_1}\right)^{1,5}.\left(\frac{P_1}{P_2}\right). \qquad \text{(VIII.6)}$$

3. Hệ số khuếch tán động lực;

$$\delta'_{AB} = D_{AB}.C, \text{ kmol/m.s;} \qquad \text{(VIII.7)}$$

trong đó D_{AB} - hệ số khuếch tán động, m^2/s; C - tổng nồng độ của tất cả các cấu tử trong hỗn hợp, $kmol/m^3$.

Đối với khí lý tưởng ở t = 0°C và P = 760 mmHg, có:

$$C = C_A + C_B = \frac{1}{22,41}\ \frac{\text{kmol}}{\text{m}^3}. \qquad \text{(VIII.8)}$$

Có thể tính được tổng nồng độ của các cấu tử trong hỗn hợp khí nếu biết thể tích mol của hỗn hợp v_{hh}:

$$C = 1/v_{hh}, \text{ kmol/m}^3. \qquad \text{(VIII.9)}$$

Từ các công thức (VIII.5), (VIII.7), (VIII.9) và phương trình $Pv_{hh} = RT$, ta có:

$$\delta'_{AB} = \frac{0,0043.10^{-4}T^{0,5}}{R(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2}\sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}, \text{ kmol/m.s.} \qquad \text{(VIII.10)}$$

Ưu điểm của công thức (VIII.10) là δ'_{AB} không phụ thuộc vào áp suất và ít phụ thuộc vào nhiệt độ hơn so với D_{AB}.

δ' ở các nhiệt độ khác nhau xác định theo công thức:

$$\delta'_{T1} = \delta'_{T_2}\sqrt{T_1/T_2}\ , \qquad \text{(VIII.11)}$$

D_{AB} và δ'_{AB} thường cho ở nhiệt độ 273°K hay 298°K. Ở các nhiệt độ đó, thể tích mol của các khí lý tưởng dưới áp suất 1 at là: v_{hh} = 22,41 m^3/kmol (273°K) và v_{hh} = 24,47m^3/kmol (298°K)

4. Có thể tính hệ số khuếch tán của cấu tử A qua hỗn hợp các cấu tử B, C, E... từ nồng độ và hệ số khuếch tán của các cấu tử đó.

Hệ số khuếch tán động:

$$D_{Ahh}] = \frac{1 - y_A}{\frac{y_B}{D_{AB}} + \frac{y_C}{D_{AC}} + \frac{y_E}{D_{AE}}} \quad . \qquad \text{(VIII.12)}$$

Hệ số khuếch tán động lực:

$$\delta'_{A_{hh}} = \frac{1 - y_A}{\frac{y_B}{\delta'_{AB}} + \frac{y_C}{\delta'_{AC}} + \frac{y_E}{\delta'_{AE}} + ...} \quad ; \qquad \text{(VIII.13)}$$

trong đó y_A - phần mol của cấu tử khuếch tán *A*, kmol *A*/kmol hỗn hợp; y_b, y_c, y_e - phần mol của các cấu tử còn lại kmol/kmol hỗn hợp; δ'_{AB}, δ'_{AC}, δ'_{AE} và D_{AB}, D_{AC}, D_{AE} - hệ số khuếch tán động lực và hệ số khuếch tán động của cấu tử *A* qua từng chất khí *B*, *C* và *E*. Hệ số khuếch tán của một số hệ cho ở bảng VIII.3 [47.460].

Bảng VIII.3. **Hệ số khuếch tán động đối với pha khí ở t = 0°C và p = 1at**

Hệ(*A* - *B*)					$D_{AB}.10^4$, m^2/s
Khí amoniac	NH_3	(17)	- không khí	(29)[1]	0,198
Khí cacbonic	CO_2	(44)	- không khí	(29)	0,138
Khí cacbonic	CO_2	(44)	- metan CH_4	(16)	0,153
Khí heli	He	(4)	- agon Ar	(40)	0,641
Hiđro	H_2	(2)	- cacbonic CO_2	(44)	0,550
Hiđro	H_2	(2)	- etan C_2H_6	(30)	0,459
Hiđro	H_2	(2)	- etylen C_2H_4	(28)	0,486
Hiđro	H_2	(2)	- không khí	(29)	0,611
Hiđro	H_2	(2)	- metan CH_4	(16)	0,625
Hiđro	H_2	(2)	- nitơ N_2	(28)	0,674
Hiđro	H_2	(2)	- oxi O_2	(32)	0,697
Hiđro	H_2	(2)	- cacbon oxit CO	(28)	0,651
Hiđro	H_2	(2)	- đinitơ oxit N_2O	(44)	0,535
Hiđro	H_2	(2)	- lưu huỳnh đioxit SO_2	(64)	0,480
Iot	I_2	(254)	- không khí	(29)	0,097
Iot	I_2	(254)	- nitơ N_2	(28)	0,0654
Nước	H_2O	(18)	- cacbonic CO_2	(44)	0,1387
Nước	H_2O	(18)	- hiđro H_2	(2)	0,7516
Nước	H_2O	(18)	- không khí	(29)	0,220
Oxi	O_2	(32)	- cacbonic CO_2	(44)	0,139
Oxi	O_2	(32)	- không khí	(29)	(0,178
Oxi	O_2	(32)	- nitơ N_2	(28)	0,0654
Oxi	O_2	(32)	- cacbon oxit CO	(28)	0,185
Cacbon oxit	CO	(28)	- etilen C_2H_4	(28)	0,116
Cacbon oxit	CO	(28)	- cacbonic CO_2	(44)	0,137
Đinitơ oxit	N_2O	(44)	- cacbonic CO_2	(44)	0,096

(1) Số trong dấu ngoặc là khối lượng mol của các cấu tử.

Bảng VIII.4. **Hệ số khuếch tán động đối với pha khí ở nhiệt độ t = 0°C và áp suất p = 1 at.** $D_{AB}.10^4$, **m²/s** [47.461]

Cấu tử *A*			Cấu tử *B*		
			không khí (29)	cacbonic CO_2 (44)	hiđro H_2 (2)
Amylbutirat	$C_9H_{18}O_2$	(158)[1]	0,040		
Amylizobutirat	$C_9H_{18}O_2$	(158)	0,0119	0,0307	0,171
Rượu amyllic	$C_5H_{12}O$	(88)	0,0585	0,0419	0,234
Rượu n-amylic	$C_5H_{12}O$	(88)	0,0589	0,0422	0,2349
Amyl fomiat	$C_6H_{12}O_2$	(116)	0,0543		
Amylpropionat	$C_8H_{16}O_2$	(144)	0,046	0,0347	0,1914
Anilin	C_6H_7N	(93)	0,0695		
Antraxen	$C_{14}H_{10}$	(178)	0,0421		
Axit axetic	$C_2H_4O_2$	(60)	0,1064	0,0716	0,04163
Axit butyric	$C_4H_8O_2$	(88)	0,067	0,0476	0,264
Axit capronic	$C_6H_{12}O_2$	(116)	0,050		
Axit izocapronic	$C_6H_{12}O_2$	(116)	0,0513		
Axit fomic	CH_2O_2	(46)	0,1308	0,0874	0,5104
Benzen	C_6H_6	(78)	0,077	0,0528	0,2948
Benzidin	$C_{12}H_{12}N_2$	(184)	0,0298		
Izopropyl bromua	C_3H_7Br	(123)	0,0902		
n-Propylbromua	C_3H_7Br	(123)	0,085		
Butylamin	$C_4H_{11}N$	(73)	0,0821		
n-Butylaxetat	$C_6H_{12}O_2$	(116)	0,058		
Rượu n-butylic	$C_4H_{10}O$	(74)	0,0703	0,0476	0,2716
Clobenzen	C_6H_5Cl	(112)	0,066		
Clotoluen	C_7H_7Cl	(126)	0,059		
m-Clotoluen	C_7H_7Cl	(126)	0,054		
p-Clotoluen	C_7H_7Cl	(126)	0,051		
Đietylamin	$C_4H_{11}N$	(73)	0,0853		
Đifenyl	$C_{12}H_{10}$	(154)	0,0610		
Etyl axetat	$C_4H_8O_2$	(88)	0,0715	0,0487	0,273
Etyl benzen	C_8H_{10}	(106)	0,0658		
Etyl fomiat	$C_3H_6O_2$	(74)	0,0840	0,0573	0,3368
Etyl izobutirat	$C_6H_{12}O_2$	(116)	0,0591	0,0413	0,2289
Etyl n-butirat	$C_6H_{12}O_2$	(116)	0,0579	0,0406	0,2236
Etyl propionat	$C_5H_{10}O_2$	(102)	0,0653	0,0450	0,02365
Rượu etylic	C_2H_6O	(46)	0,102	0,0685	0,3753
Izoamyl fomiat	$C_6H_{12}O_2$	(116)	0,058		
Izobutyl amin	$C_4H_{11}N$	(73)	0,0853		

Tiếp bảng VIII.4

Cấu tử A			Cấu tử B: không khí (29)	cacbonic CO_2 (44)	hiđro H_2 (2)
Izobutyl axetat	$C_6H_{12}O_2$	(116)	0,0612	0,0425	0,2364
Izobutylbutirat	$C_8H_{16}O_2$	(144)	0,0468	0,0327	0,1850
Izobutylfomiat	$C_5H_{10}O_2$	(102)	0,0705		
Izobutylizobutirat	$C_8H_{16}O_2$	(144)	0,0457	0,0364	0,191
Izobutylpropionat	$C_7H_{14}O_2$	(130)	0,0529	0,0366	0,2029
Izopropylbenzen	C_9H_{12}	(120)	0,0489		
Izopropyliođua	C_3H_7I	(170)	0,0802		
n-Propyliođua	C_3H_7I	(170)	0,0709		
Izopropylizobutirat	$C_7H_{14}O_2$	(130)	0,059		
Rượu izopropylic	C_3H_8O	(60)	0,0818		
Izoxafrol	$C_{10}H_{10}O_2$	(162)	0,0455		
Mezitylen	C_9H_{12}	(120)	0,056		
Metylaxetat	$C_3H_6O_2$	(74)	0,084	0,0567	0,3330
Metylbutirat	$C_5H_{10}O_2$	(102)	0,0633	0,0446	0,242
Metylizobutirat	$C_5H_{10}O_2$	(102)	0,0639	0,451	0,2569
Metylfomiat	$C_2H_4O_2$	(60)	0,0872		
Metylpropionat	$C_4H_8O_2$	(88)	0,0735	0,0528	0,2949
Rượu metylic	CH_4O	(32)	0,1325	0,0879	0,5059
Naftalen	$C_{10}H_8$	(128)	0,0513		
n-Octan	C_8H_{18}	(114)	0,0505		
Propylaxetat	$C_5H_{10}O_2$	(102)	0,067		
n-Propyl benzen	C_9H_{12}	(120)	0,0481		
Propyl butirat	$C_7H_{14}O_2$	(130)	0,0530	0,0364	0,2059
Propyl fomiat	$C_4H_8O_2$	(88)	0,0712	0,0490	0,2810
Propylizobutirat	$C_7H_{14}O_2$	(130)	0,0549	0,0388	0,212
Propyl propyonat	$C_6H_{12}O_2$	(116)	0,057	0,0395	0,2115
Rượu n-propylic	C_3H_8O	(60)	0,085	0,0577	0,3153
Cachon đisunfua	CS_2	(76)	0,0892	0,063	0,3689
Toluen	C_7H_8	92)	0,0709		
Trimetylcacbynol	$C_4H_{10}O$	(74)	0,087		
Xafrol	$C_{10}H_{10}O_2$	(162)	0,0434		
m-Xilen	C_8H_{10}	(106)	0,059		
n-Xilen	C_8H_{10}	(106)	0,056		
o-Xilen	C_8H_{10}	(106)	0,062		

(1) Số trong dấu ngoặc là khối lượng mol của các cấu tử.

Bảng VIII.5. **Hệ số khuếch tán động lực trong pha khí ở nhiệt độ t = 25°C** [47.463]

Hệ A - B			$10^2\delta'_{AB} = \delta'_{BA}.10^2$, $\frac{mol}{m.s}$
Khí amoniac NH_3	(17) - không khí	(29)	0,089
- cacbonic CO_2	(44) - axit axetic CH_3COOH	(60)	0,037
- cacbonic CO_2	(44) - benzen C_6H_6	(78)	0,029
- cacbonic CO_2	(44) - etylen C_2H_4	(28)	0,055
- cacbonic CO_2	(44) - etylaxetat $CH_3COOC_2H_5$	(88)	0,027
- cacbonic CO_2	(44) - không khí	(29)	0,062
- cacbonic CO_2	(44) - metan CH_4	(16)	0,072
- cacbonic CO_2	(44) - nitơ N_2	(28)	0,062
- cacbonic CO_2	(44) - rượu etylic C_2H_5OH	(46)	0,038
- cacbonic CO_2	(44) - rượu metylic CH_3OH	(32)	0,050
Hiđro H_2	(2) - axitaxetic CH_3COOH	(60)	0,182
Hiđro H_2	(2) - benzen C_6H_6	(78)	0,146
Hiđro H_2	(2) - etylen C_2H_4	(28)	0,239
Hiđro H_2	(2) - etylaxetat $CH_3COOC_2H_5$	(88)	0,137
Hiđro H_2	(2) - không khí	(29)	0,281
Hiđro H_2	(2) - metan CH_4	(16)	0,268
Hiđro H_2	(2) - nitơ N_2	(28)	0,278
Hiđro H_2	(2) - đinitơ oxit N_2O	(44)	0,248
Hiđro H_2	(2) - rượu etylic C_2H_5OH	(46)	0,183
Hiđro H_2	(2) - rượu metylic CH_3OH	(32)	0,225
Hiđro H_2	(2) - lưu huỳnh đioxit SO_2	(64)	0,227
Hơi nước H_2O	(18) - không khí	(29)	0,09
Không khí	(29) - axit axetic CH_3 COOH	(60)	0,046
không khí	(29) - benzen C_6H_6	(78)	0,035
Không khí	(29) - etylaxetat $CH_3COOC_2H_5$	(88)	0,034
Không khí	(29) - *n*-octan C_8H_{18}	(114)	0,026
Không khí	(29) - rượu etylic C_2H_5OH	(46)	0,048
Oxi O_2	(32) - không khí	(29)	0,077
Cacbon oxit CO	(28) - không khí	(29)	0,090
Lưu huỳnh đioxit SO2	(64) - không khí	(29)	0,055

§2. Khuếch tán trong pha lỏng

5. Đối với chất lỏng, hệ số khuếch tán D_{AB} phụ thuộc vào nồng độ dung dịch ở mức độ nào đấy, đặc biệt trong những trường hợp nồng độ cao và dung dịch không phải là lý tưởng. Việc xác định chính xác hệ số khuếch tán bằng phương pháp tính toán rất khó khăn. Để tính gần đúng, ta áp dụng những phương trình sau đây

6. Đối với dung dịch loãng ở 20°C: [47.87]

$$D_{AB} = \frac{1.10^{-6}\sqrt{\frac{1}{M_A} + \frac{1}{M_B}}}{AB\sqrt{\mu_B}.(v_A^{1/3} + v_B^{1/3})^2}, \ m^2/s; \qquad \text{(VIII.14)}$$

trong đó M_A và M_B - khối lượng mol của các cấu tử, kg/kmol; μ_B - độ nhớt của dung môi B ở 20°C, cP(hoặc, 10^{-3} N.s/m^2; v_A và v_B - thể tích mol, cm^3/mol; A và B - hệ số liên hợp, kể đến ảnh hưởng của phẩm chất của cấu tử A, B.

Bảng VIII.6. **Hệ số A về độ liên hợp của chất hòa tan**

Chất hòa tan	Dung môi			
	Nước	Rượu metylic	Rượu etylic	Benzen
Aldehitbenzoic	-	-	-	1,07
Aldehitxalixilic	-	-	-	1,00
Anilin	1,23	-	-	-
Axetamit	1,15	1,54	2,08	-
Axit axetic	1,27	1,53	-	1,38
Axit benzoic	-	-	-	1,32
Axit ftalic	-	-	-	1,13
Axit stearic	-	-	0,96	-
Cloran	1,33	1,40	1,53	-
Clorofom	-	-	0,89	-
Clohiđrin	1,11	-	-	-
Clofenol	-	1,26	-	1,26
Cloanilin	0,96	-	-	-
Glyxerin	1,25	1,65	2,15	-
Glucoza	1,27	-	-	-
Piridin	1,60	1,26	1,07	-
Fenol	1,21	1,35	-	1,32
Rượu anlylic	1,17	1,27	1,42	-
Rượu amylic	1,16	1,29	1,31	1,29
Rượu butylic	1,16	-	-	-
Rượu etylic	1,24	-	-	-
Rượu metylic	1,19	-	-	-
Rượu propylic	1,16	-	-	1,42
Ure	1,23	-	-	-

Bảng VIII.7. **Hệ số B về độ liên hợp của dung môi**

Dung môi	Hệ số B	Dung môi	Hệ số B
Axeton	1,15	Nước	4,7
Benzen, toluen.		Nitrobenzen	1,35
Clorofom, cacbon disunfua		Rượu etylic	2,0
Axit axetic, etylbenzen	1,0	Rượu metylic	2,0
Ete dietylic	0,9	Rượu propylic	1,36
Etyl octan	1,06	Cacbon tetraclorua	0,94
Heptan	0,66	Xilen, rượu amylic	0,97

Bảng VIII.8. **Hệ số nhiệt độ b**

Dung môi	Trị số b tính toán theo công thức (VIII.16)	Trị số b thực nghiệm
Amin axetat	0,020	0,021
Benzen	0,017	0,018
Benzen bromua	0,019	0,017
Clorofom	0,013	0,013
Etyl axetat	0,014	0,014
Heptan	0,016	0,016
Rượu metylic	0,017	0,018
Cacbon disunfua	0,011	0,012
Cacbontetraclorua	0,017	0,019
Toluen	0,016	0,016
Xilen	0,017	0,017

Dung dịch có thể chia thành hai loại: dung dịch tiêu chuẩn ($A = 1$ và $B = 1$) và dung dịch phi tiêu chuẩn ($A \neq 1$, $B \neq 1$).

Dung dịch tiêu chuẩn là những dung dịch mà dung môi, cấu tử phân bố hoặc cả hai là chất không liên kết, ví dụ, khuếch tán của clorofom, bromofom, clobenzen, clonitrobenzen và nitrobenzen vào trong benzen.

Dung dịch phi tiêu chuẩn là những chất liên kết (nước, rượu, axit, amin...).

Đối với khuếch tán của khí hòa tan trong nước $A = 1$, $B \neq 1$ (đối với nước $B = 4,7$). Giá trị các hệ số A và B của một số chất hòa tan và dung môi cho ở bảng VIII.6 và bảng VIII.7.

7. Hệ số khuếch tán ở nhiệt độ $t\,^{o}C$ xác định gần đúng theo công thức [47-88]:

$$D_t = D_{20}[1 + b(t - 20)] \quad ; \qquad \text{(VIII.15)}$$

$$b = \frac{0,2\sqrt{\mu}}{\sqrt[3]{\rho}} \qquad \text{(VIII.16)}$$

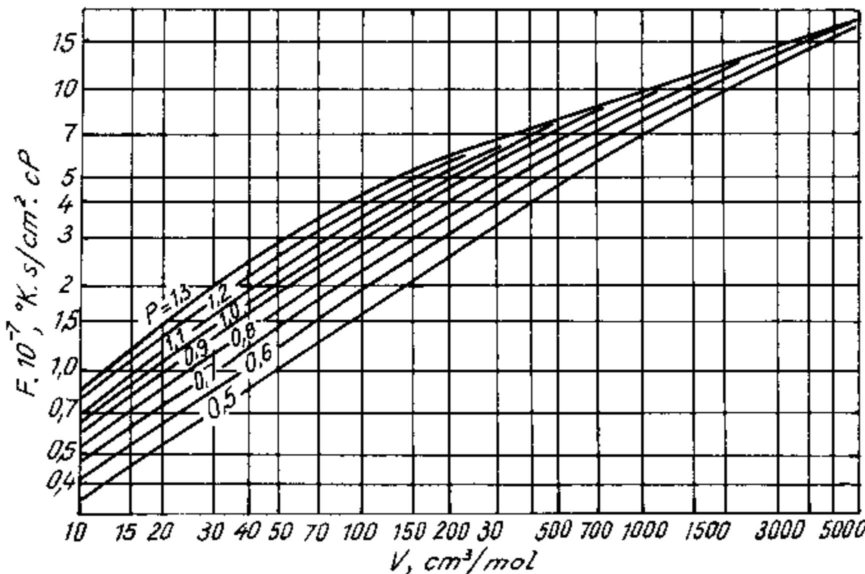
μ - độ nhớt của dung môi ở 20°C, cP(hoặc 10^{-3} N.s/m^2); ρ - khối lượng riêng của dung môi ở 20°C, kg/m^3.

8. Phương pháp Uynke dựa trên việc nghiên cứu hệ số khuếch tán F là phương pháp tổng quát hơn cả để xác định hệ số khuếch tán [60.559]:

$$F = \frac{T}{D_{AB}.\mu} \text{ , độ.s/cm}^2.cP \; ; \qquad \text{(VIII.17)}$$

trong đó T - nhiệt độ, °K; D_{AB} - hệ số khuếch tán, cm^2/s; μ - độ nhớt của dung dịch, cP (hay 10^{-3} N.s/m^2).

Hợp số khuếch tán F không phụ thuộc vào nhiệt độ mà phụ thuộc vào thể tích mol của chất hòa tan (cấu tử khuếch tán) và vào bản chất của dung môi. Quan hệ đó biểu diễn bằng đồ thị (h.VIII.1). Thông số P đặc trưng cho dung môi: đối với nước P = 1, đối với rượu mêtylic P = 0,82, đối với benzen P = 0,7, đối với các dung môi khác có thể lấy P = 0,9 (sai số khoảng 12%).



Hình VIII.1. Sự phụ thuộc F = f (v,P)

Sau khi xác định được F bằng đồ thị (hình VIII.1), ta tính D_{AB}:

$$D_{AB} = \frac{T}{F\mu} \text{ , cm}^2\text{/s.} \qquad \text{(VIII.18)}$$

Nếu như đã biết hệ số khuếch tán đối với 1 dung môi nhất định, thì ta tính được F theo công thức (VIII.17). Dựa vào F và v cho trước, trên đồ thị (.h VIII.1), ta xác định được đường cong tương ứng. Dựa vào đường cong này, có thể xác định được hệ số khuếch tán của những chất bất kỳ hòa tan trong dung môi đó.

Phương pháp Uynke chỉ đúng đối với trường hợp nồng độ không cao lắm. Phương pháp này sẽ có sai số đối với những hợp chất phân ly mạnh, bởi vì các ion khuếch tán nhanh hơn phân tử cũng như trong trường hợp chất hòa tan có phản ứng với dung môi.

9. Để xác định hệ số khuếch tán trong dung dịch loãng, người ta dùng công thức chính xác hơn [61.195]:

$$D = 7{,}4.10^{-12}\ \frac{(\beta.M)^{1/2}T}{(\mu v^{0,6}}\ ,\ m^2/s; \qquad (VIII.19)$$

trong đó M - khối lượng mol, v- thể tích mol của chất khuếch tán, cm^3/mol; T - nhiệt độ, ^oK; μ - độ nhớt của dung môi, $N.s/m^2$ (hoặc cP); β - thông số tính đến liên kết phân tử trong dung môi: đối với nước $\beta = 2{,}6$; đối với rượu metylic $\beta = 1{,}9$; đối với rượu etylic $\beta = 1{,}5$; đối với benzen, ete, heptan $\beta = 1{,}0$

10. Hệ số khuếch tán đối với các chất khí khoảng $0{,}3.10^{-5} \div 7.10^{-5} m^2/s$ còn đối với chất lỏng khoảng $0{,}4.10^{-9} \div 5.10^{-9} m^2/s$.

III. ĐỒNG DẠNG TRONG QUÁ TRÌNH CHUYỂN KHỐI

11. Xác định trị số của các hệ số cấp khối là một vấn đề khó khăn trong tính toán thiết kế các quá trình và thiết bị chuyển khối. Hệ số cấp khối phụ thuộc vào các yếu tố thủy động lực, chuyển khối, các thông số vật lý và hình học của hệ thống nên con đường đúng đắn và chặt chẽ nhất để xác định nó là giải đồng thời phương trình vi phân khuếch tán trong môi trường chuyển động với phương trình Navie-Stôc và phương trình dòng liên tục trong những điều kiện biên cho trước. Trong phần lớn các trường hợp thực tế hệ thống các phương trình này không giải được bằng phương pháp giải tích thông thường nên người ta thường phải tiến hành thực nghiệm để xác định giá trị của hệ số chuyển khối cho từng trường hợp riêng biệt.

Tuy nhiên chúng ta có thể thiết lập những phương trình thực nghiệm dưới dạng các phương trình chuẩn số áp dụng chung cho một số trường hợp để tính toán hệ số cấp khối. Có nhiều phương pháp, nhưng thông thường nhất là khi đã có các phương trình vi phân thì ta dùng lý thuyết về đồng dạng để biến đổi các phương trình vi phân đó thành phương trình chuẩn số tổng quát, còn khi không có được phương trình vi phân thì ta phải áp dụng phương pháp phân tích thứ nguyên để xây dựng phương trình chuẩn số tổng quát. Sau đó tiến hành thực nghiệm và đúc kết các số liệu thu được ta sẽ có các phương trình chuẩn số cụ thể (với các hệ số và số mũ cụ thể) để tính toán.

Trong quá trình chuyển khối ta thường gặp các chuẩn số đồng dạng sau đây:

12. Chuẩn số Nuyxen (Nu'):

$$Nu' = \frac{\beta.l}{D} \qquad (VIII.20)$$

trong đó β- hệ số cấp khối, có thể là β_y hoặc β_x; l - kích thước hình học đặc trưng; D - hệ số khuếch tán.

Chuẩn số Nuyxen của quá trình chuyển khối đặc trưng cho quá trình trao đổi chất xảy ra trên bề mặt ngăn cách giữa các pha.

13. Chuẩn số Pêcle (Pe'):

$$Pe' = \frac{\omega . l}{D} ; \qquad \text{(VIII.21)}$$

trong đó ngoài các đại lượng đã biết, ω - tốc độ lưu thể, m/s. Chuẩn số Pêcle đặc trưng cho chuyển khối trong môi trường chuyển động.

14. Quá trình chuyển khối xảy ra trong các hệ thống đồng dạng về thủy động lực, vì thế cần phải có mặt các chuẩn số Re và Fr trong phương trình chuẩn số tổng quát:

$$Re = \frac{\omega . l . \rho}{\mu} \; ; \; Fr = \frac{\omega^2}{g . l} ;$$

trong đó ngoài các đại lượng đã biết, còn có ρ - khối lượng riêng của lưu thể, kg/m^3; μ - độ nhớt của lưu thể, N.s/m^2; g - gia tốc trọng trường, m/s^2

Kết hợp chuẩn số Pêcle và chuẩn số Râynôn ta có chuẩn số pran (Pr'):

$$Pr' = \frac{Pe'}{Re} = \frac{\frac{\omega l}{D}}{\frac{\omega l \rho}{\mu}} ; \quad Pr' = \frac{\mu}{D\rho} = \frac{\nu}{D} : \qquad \text{(VIII.22)}$$

Chuẩn số Pran (Pr') của quá trình chuyển khối đặc trưng cho tính chất vật lý của môi trường.

15. Đối với các hệ thống đồng dạng về hình học, ví dụ như đối với các thiết bị có quan hệ đường kính và chiều cao khác nhau ta phải thêm các đơn hệ đồng dạng hình học như: d/d_o, l/l_o...

16. Trường hợp chuyển khối trong môi trường có đối lưu tự nhiên ta phải thêm chuẩn số Gratcôv (Gr):

$$Gr = \frac{gl^3}{\mu^2} \rho^2 \beta \Delta t; \qquad \text{(VIII.23)}$$

trong đó ngoài các đại lượng đã biết, còn có: β - hệ số giãn nở thể tích, độ$^{-1}$; t - nhiệt độ, ^{o}C.

Cuối cùng quan hệ hàm số ở dạng chung nhất liên hệ các chuẩn số đồng dạng với nhau sẽ là:

$$Nu' = ARe^m Pr'^m Gr^f Fr^p \, (d/d_o)^1 (l/t_o)^k . \qquad \text{(VIII.24)}$$

Nếu như quá trình xảy ra trong môi trường chuyển động cưỡng bức (lúc này không kể đến ảnh hưởng của chuẩn số đồng dạng Gr) và nếu không kể đến ảnh hưởng của lực khối lượng (bỏ qua chuẩn số đồng dạng Fr) thì ta có:

$$Nu' = ARe^m Pr'^m (d/d_o)^i \, (l/lgn_o)^k \qquad \text{(VIII.25)}$$

Các phương trình (VIII.24) và (VIII.25) là phương trình chuẩn số chung của quá trình chuyển khối. Các hệ số và số mũ của các phương trình trên được xác định bằng thực nghiệm.

CHƯƠNG IX

CHƯNG LUYỆN VÀ HẤP THỤ

I. HẤP THỤ

§1. Cân bằng pha

1. Định luật Hăngri. Thành phần cân bằng của các pha trong hệ khí - dung dịch chất lỏng hòa tan khí đối với các khí lý tưởng ở nhiệt độ cao hơn nhiệt độ tới hạn được xác định theo định luật Hăngri:

$$p = \psi x ; \qquad \text{(IX.1)}$$

nghĩa là *áp suất riêng phần của khí trên mặt thoáng chất lỏng tỉ lệ với nồng độ phần mol của nó trong dung dịch.*

Trong phương trình (IX.1): x - nồng độ phần mol của khí bị hấp thụ trong dung dịch; p - áp suất riêng phần của khí bị hấp thụ trong hỗn hợp khí trên mặt thoáng dung dịch ở điều kiện cân bằng; ψ - hệ số Hăngri, có cùng thứ nguyên với áp suất, giá trị của nó phụ thuộc vào tính chất của khí và của chất lỏng, vào nhiệt độ và hệ đơn vị đo.

Khi nhiệt độ tăng thì ψ tăng, độ hòa tan của khí trong chất lỏng sẽ giảm xuống.

Đối với khí lý tưởng thì phương trình trên được biểu thị bằng đường thẳng. Đối với khí thực thì hệ số Hăngri còn phụ thuộc vào nồng độ và đường biểu diễn trong trường hợp này là đường cong. Nếu khí thực có nồng độ khí không lớn lắm và độ hòa tan của nó trong chất lỏng nhỏ thì đường biểu diễn của phương trình (IX.1) cũng là một đường thẳng.

Mặt khác, áp suất riêng phần cân bằng của khí cũng có thể xác định theo phương trình sau:

$$p = y_{cb} . P ; \qquad \text{(IX.2)}$$

trong đó y_{cb} - nồng độ phần mol của cấu tử bị hấp thụ trong hỗn hợp khi cân bằng với chất lỏng; P - áp suất chung của hỗn hợp khí.

So sánh hai phương trình (IX.1) và (IX.2), ta có:

$$y_{cb} = \frac{\psi}{P} x, \ \frac{\text{kmol cấu tử cần hấp thụ}}{\text{kmol hỗn hợp khí}} ;$$

hay:

$$y_{cb} = mx, \ \frac{\text{kmol cấu tử cần hấp thụ}}{\text{kmol hỗn hợp khí}} ; \qquad \text{(IX.3)}$$

trong đó $m = \frac{\psi}{P}$ hằng số cân bằng pha hay hệ số phân bố, là một đại lượng không

Bảng IX.1 **Hệ số Hăngri của dung dịch nước và một số chất khí $\psi.10^{-6}$ mmHg [33.31, 47-442]**

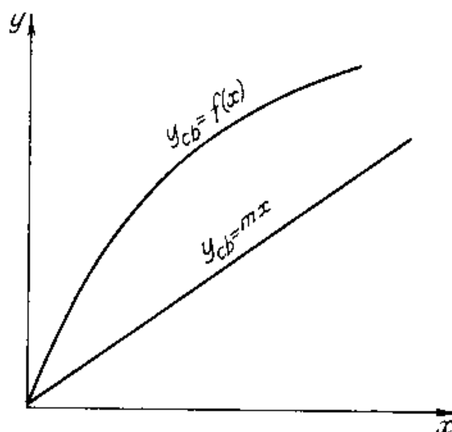
Khí	Nhiệt độ, ^oC														
	0	5	10	15	20	25	30	35	40	45	50	60	70	80	90	100
H_2	44	46,2	48,3	50,2	51,9	53,7	55,4	56,4	57,1	57,7	58,1	58,1	57,8	57,4	57,1	56,6
N_2	40,2	45,4	50,8	56,1	61,1	65,7	70,2	74,8	79,2	82,9	85,9	90,9	94,6	95,9	96,1	95,4
CO	26,7	30	33,6	37,2	40,7	44	74,1	50,1	52,9	55,4	57,8	62,5	64,2	64,3	64,3	64,3
O_2	19,3	22,1	24,9	27,7	30,4	33,4	36,1	38,5	40,7	42,8	44,7	47,8	50,4	52,2	53,1	53,3
CH_4	7	19,7	22,6	25,6	28,5	31,4	34,4	37	39,5	41,8	43,9	47,6	50,6	51,8	52,6	53,3
NO	12,	14,	16,	18,4	20,1	21,8	23,5	25,2	26,8	28,3	29,6	31,8	33,2	34	34,3	34,5
C_2H_4	4,1	4,96	5,84	6,8	7,74	8,67	9,62	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO_2	0,553	0,666	0,792	0,93	1,08	1,24	1,41	1,59	1,77	1,95	2,15	2,59		-	-	–
C_2H_2	0,55	0,64	0,73	0,82	0,92	1,1	1,11	-	-	-	-	-	-	-	-	-
Cl_2	0,204	0,25	0,297	0,0346	0,402	0,454	0,502	0,553	0,600	0,643	0,677	0,731	0,745	0,73	0,722	-
H_2S	0,203	,39	0,278	0,321	0,367	0,414	0,463	0,514	0,566	0,618	0,672	0,782	0,905	1,03	1,090	1,12
Br_2	0,0162	0,0209	0,0278	0,0354	0,0451	0,056	0,0688	0,083	0,104	0,12	0,145	0,191	0,244	0,307	1,09	1,12
NH_3	0,00156	0,00168	0,0018	0,00193	0,00208	0,00223	0,00241		0,00227			0,00224		0,128		1,12
C_2H_6	9,55	11,8	14,4	17,2	20	23	26	29,1	32,2	35,2	37,9	42,9	47,4	50,2	52,2	52,6
HCl	0,00185	0,00191	0,00197	0,00203	0,00209	0,00215	0,0022	-	0,00227	-	0,00229	-	0,00224	-	-	-
SO_2	0,0125	0,0152	0,0184	0,022	0,0266	0,031	0,0364	-	0,0495	-	0,0653	0,0839	0,104	0,128	0,150	-
Không khí	32,8	37,1	41,7	46,1	50,4	54,7	58,6	62,5	66,1	69,3	71,9	76,5	79,9	81,7	82,1	81,6
N_2O	-	0,88	1,072	1,261	1,505	1,970	2,297	-	-	-	-	-	-	-	-	-

có thứ nguyên. Đường biểu diễn của phương trình (IX.3) gọi là *đường cân bằng*, nó biểu thị sự liên hệ giữa nồng độ cân bằng của cấu tử bị hấp thụ trong pha khí với nồng độ của nó trong dung dịch. Đối với dung dịch lý tưởng thì đường cân bằng là đường thẳng.

Trong trường hợp chung thì đường cân bằng là đường cong và có dạng:

$$y_{cb} = f(x)$$

Định luật Hăngri chỉ đúng với khí mà nhiệt độ tới hạn của nó thấp hơn nhiệt độ dung dịch và khí không ngưng tụ ở nhiệt độ đó.



Hình X.1. Biểu diễn đường cân bằng

§2. Cân bằng vật liệu của quá trình hấp thụ

2. Một số ký hiệu:

X_d - nồng độ ban đầu của cấu tử cần hấp thụ trong dung môi, kmol/kmol dung môi; X_c - nồng độ cuối của cấu tử cần hấp thụ trong dung môi, kmol/kmol dung môi; Y_d - nồng độ ban đầu của cấu tử cần hấp thụ trong hỗn hợp khí, kmol/kmol khí trơ; Y_c - nồng độ cuối của cấu tử cần hấp thụ trong hỗn hợp khí, kmol/kmol khí trơ; G_y - lượng hỗn hợp khí đi vào thiết bị hấp thụ, kmol/h; G_x - lượng dung môi đi vào thiết bị hấp thụ, kmol/h; G_{tr} - lượng khí trơ đi vào thiết bị hấp thụ, kmol/h.

3. Phương trình cân bằng vật liệu:

Khi tính toán hấp thụ, ta thường dùng *nồng độ phần mol tương đối*. Do đó phương trình (IX.3) có dạng:

$$Y_{cb} = \frac{m.X}{1 + (1 - m).X}, \quad \frac{\text{kmol cấu tử cần hấp thụ}}{\text{kmol khí trơ}} \qquad \text{(IX.4)}$$

Phương trình cân bằng vật liệu của quá trình hấp thụ được biểu diễn như sau:

$$G_{tr}(Y_d - Y_c) = G_x(X_c - X_d). \qquad \text{(IX.5)}$$

Ta viết phương trình cân bằng vật liệu đối với khoảng thể tích thiết bị kể từ một tiết diện bất kỳ nào đó tới phần trên của thiết bị:

$$G_{tr}(Y - Y_c) = G_x(X - X_d). \qquad \text{(IX.6)}$$

Từ phương trình trên ta rút ra:

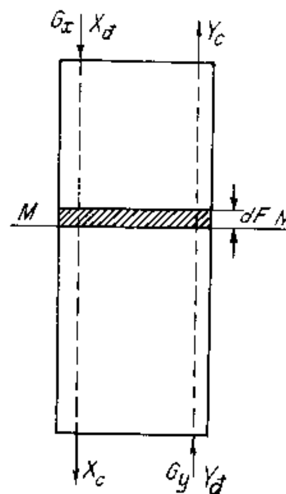
$$Y = \frac{G_x}{G_{tr}}X + Y_c - \frac{G_x}{G_{tr}}X_d. \qquad \text{(IX.7)}$$

Vì lượng dung môi, lượng khí trơ cũng như nồng độ đầu và cuối là những đại lượng cho trước và không đổi nên phương trình (IX.7) là phương trình đường thẳng

có dạng:

$$Y = AX + B; \qquad \text{(IX.8)}$$

trong đó $A = \dfrac{G_x}{G_{tr}}$; $B = Y_c - \dfrac{G_x}{G_{tr}} X_d$.



Hình IX.2. Chứng minh phương trình đường làm việc của hấp thụ

Phương trình (IX.8) là *phương trình đường nồng độ làm việc của quá trình hấp thụ*. Như vậy trong tọa độ *X - Y* đường biểu diễn nồng độ cân bằng thường là đường cong, còn đường nồng độ làm việc là một đường thẳng.

Trong hấp thụ, lượng khí trơ được xác định theo công thức:

$$G_{tr} = G_y \frac{1}{1 + Y_d} = G_y(1 - y_d). \qquad \text{(IX.9)}$$

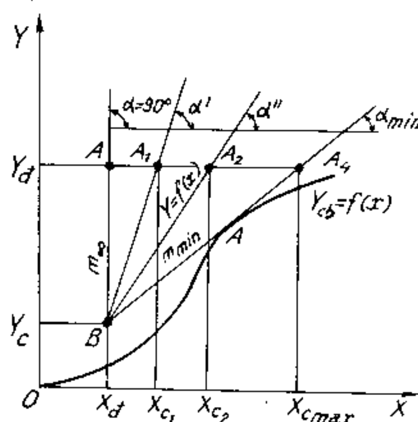
trong đó y_d - nồng độ (phần mol) ban đầu của cấu tử cần hấp thụ trong hỗn hợp khí.

Lượng dung môi tiêu tốn lý thuyết tính theo công thức sau:

$$G_x = G_{tr} \cdot \frac{Y_d - Y_c}{X_c - X_d} \qquad \text{(IX.10)}$$

Xác định *lượng dung môi tối thiểu* cần thiết để hấp thụ khi giả thiết nồng độ cuối của dung môi đạt đến nồng độ cân bằng, tức là $X_c = X_{cbc}$ như sau:

$$G_{xmin} = G_{tr} \cdot \frac{Y_d - Y_c}{X_{cbc} - X_d} \qquad \text{(IX.11)}$$



Hình IX.3. Xác định quan hệ giữa lượng dung môi và kích thước thiết bị

Vì trong các thiết bị hấp thụ thực không bao giờ đạt được cân bằng giữa các pha, nghĩa là nồng độ cân bằng luôn lớn hơn nồng độ thực tế nên lượng dung môi tiêu tốn thực tế lớn hơn lượng dung môi tối thiểu. Thường lấy lượng dung môi thực tế lớn hơn lượng dung môi tối thiểu là 20%.

4. Lượng dung môi thích hợp:

Nếu gọi *l* là *lượng dung môi tiêu tốn riêng* thì:

$$l = \frac{G_x}{G_{tr}} = \frac{Y_d - Y_c}{X_c - X_d} = \text{tg}\alpha, \text{ kmol dung môi/kmol khí trơ}; \qquad \text{(IX.10a)}$$

trong đó α - góc tạo thành bởi đường làm việc với trục hoành.

Xét sự liên quan giữa lượng dung môi và kích thước thiết bị người ta dựa vào

phương trình chuyển khối:

$$G = K_y.F.\Delta Y_{tb};$$

với
$$\Delta Y_{tb} = \frac{Y_d - Y_c}{\int_{Yc}^{Y_d} \frac{dY}{Y - Y_{cb}}}$$

Trong điều kiện làm việc nhất định thì lượng khí bị hấp thụ G là không đổi và có thể coi hệ số chuyển khối K_y là không đổi. Như vậy bề mặt tiếp xúc F chỉ được thay đổi tương ứng với sự thay đổi ΔY_{tb} sao cho tích số $F.\Delta Y_{th}$ là không đổi.

Bề mặt F quyết định kích thước thiết bị, do đó F thay đổi thì kích thước thiết bị thay đổi theo.

Ta có thể khảo sát sự thay đổi động lực trung bình trên đồ thị Y - X (hình.IX.3)

Rõ ràng là khi Y_d, Y_c, và X_d cố định thì giá trị nồng độ cuối X_c của dung môi quyết định động lực trung bình của quá trình. Điểm cuối của đường làm việc chỉ được dịch chuyển từ điểm A đến điểm A_4.

Ví dụ, điểm A_4 gần sát đường cân bằng, lúc đó độ dốc của đường làm việc thấp nhất (α_{min}) động lực trung bình sẽ nhỏ nhất (vì Y - Y_{cb} giảm). Như vậy để tích số $F.\Delta Y_{tb}$ không đổi thì F phải tăng lên đạt giá trị lớn nhất. Nhìn vào đồ thị ta thấy, nếu đường làm việc càng dịch về phía trục tung thì độ dốc càng tăng, động lực trung bình càng tăng và ứng với nó bề mặt tiếp xúc F càng giảm.

Bởi vì dung môi thay đổi tỉ lệ thuận với độ dốc của đường làm việc cho nên khi giá trị góc nghiêng nhỏ nhất (α_{min} ở A_4) thì lượng dung môi tiêu tốn là nhỏ nhất. Ngược lại, khi góc nghiêng đạt giá trị lớn nhất ($\alpha = 90^o$ ở A) thì lượng dung môi tiêu tốn vô cùng lớn.

Tóm lại, bề mặt tiếp xúc F tỉ lệ nghịch với Δ_{Ytb} và do đó tỉ lệ nghịch với lượng dung môi tiêu tốn.

Đường BA và BA_4 là hai đường giới hạn. Nếu chọn lượng dung môi ít nhất thì thiết bị sẽ có chiều cao lớn, nhưng nếu chọn lượng dung môi lớn quá để cho bề mặt F nhỏ thì cũng không kinh tế (vì nồng độ dung dịch quá loãng) vì thế ta cần chọn lượng dung môi thích hợp để vừa đảm bảo chỉ tiêu kỹ thuật, vừa đảm bảo hiệu quả kinh tế tốt bằng cách cho trước một vài giá trị của l rồi tính kích thước của thiết bị ứng với các giá trị l đó, xác định vốn đầu tư, chi phí vận hành và sửa chữa cho từng trường hợp. Khi đó lượng dung môi thích hợp sẽ ứng với tổng chi phí nhỏ nhất (xem chi tiết trong [14.462]).

§3. Tính chiều cao của thiết bị hấp thụ

Tính chiều cao của thiết bị hấp thụ tương tự tính chiều cao tháp chưng luyện (xem trang 150).

§4. Tính đường kính của tháp

Đường kính của tháp xác định theo công thức (IX.89), trong đó V - lưu lượng pha khí đi trong tháp, m^3/h; W_{ytb} - tốc độ trung bình của pha khí đi qua tiết diện tự do của tháp. m/s - tốc độ của khí phụ thuộc vào cấu tạo của tháp và chế độ làm việc (xác định tốc độ của khí xem phần xác định tốc độ hơi trong tháp chưng luyện).

§5. Tính trở lực của tháp

Xem phần tính trở lực trong tháp chưng luyện.

II. CHƯNG LUYỆN

A. CHƯNG LUYỆN LIÊN TỤC HỖN HỢP HAI CẤU TỬ

§1. Cân bằng pha

5. Định luật Raun: Thành phần cân bằng của các pha trong hệ chất lỏng - hơi bão hòa đối với dung dịch lý tưởng ở nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ tới hạn được xác định bởi định luật Raun: áp suất riêng phần của mỗi cấu tử trong pha hơi bên trên dung dịch bằng tích số của áp suất hơi bão hòa của cấu tử đó (ở cùng nhiệt độ) với nồng độ phần mol của cấu tử đó trong dung dịch.

$$p = p_{bh}.x; \qquad \text{(IX.12)}$$

trong đó p - áp suất riêng phần của cấu tử phân bố trong pha hơi bên trên chất lỏng trong điều kiện cân bằng; p_{bh} - áp suất hơi bão hòa của cấu tử đó ở cùng nhiệt độ; x - nồng độ phần mol của cấu tử trong dung dịch.

Mặt khác, áp suất riêng phần còn được xác định theo phương trình (IX.2); so sánh hai phương trình (IX.2) và (IX.12) ta có:

$$y_{cb} = x\,\frac{p_{bh}}{P} \qquad \text{(IX.13)}$$

Nếu hệ gồm hai cấu tử A và B, theo định luật Đantông, ta có áp suất chung là:

$$p = p_A + p_B; \qquad \text{(IX.14)}$$

hay $P = P_{Abh}.x + P_{Bbh}(1 - x)$.

Thay giá trị P vào phương trình (IX.- 13) ta có đối với cấu tử A:

$$y_{Acb} = \frac{P_{Abh}.x'}{P_{Abh}.x + P_{Bbh}(1 - x)}; \qquad \text{(IX.13a)}$$

trong đó p_A, p_B - áp suất riêng phần của cấu tử A và B; P_{Abh}, P_{Bbh} - áp suất hơi bão hòa của cấu tử A và B.

Gọi $\frac{P_{Abh}}{P_{Bbh}} = \alpha$ là độ bay hơi tương đối của cấu tử A trong hỗn hợp, ta có:

$$y_{Acb} = \frac{\alpha.x}{1 + x(\alpha - 1)} \qquad \text{(IX.15)}$$

Phương trình (IX.15) gọi là *phương trình đường cân* bằng đối với cấu tử dễ bay hơi A và đường biểu diễn nó gọi là *đường cân bằng*. Phương trình này dùng cho dung dịch lý tưởng. Đối với dung dịch thực, số liệu cân bằng thường được xác định bằng thực nghiệm. Trong bảng IX.2a và IX.2b dưới đây cho số liệu thành phần cân bằng lỏng - hơi và nhiệt độ sôi của một số hỗn hợp hai cấu tử thường gặp ở áp suất khí quyển (760 mmHg). Thành phần cân bằng lỏng - hơi của các hỗn hợp hai cấu tử ít gặp hoặc ở áp suất khác với áp suất khí quyển cũng như của các hỗn hợp ba và nhiều cấu tử xem trong các tài liệu chuyên môn [18, 30, 66].

§2. Cân bằng vật liệu

Ký hiệu các đại lượng như sau:

G_F - lượng nguyên liệu đầu, kmol/s;

G_p - lượng sản phẩm đỉnh, kmol/s;

G_w - lượng sản phẩm đáy, kmol/s;

x_F - nồng độ phần mol của cấu tử dễ bay hơi trong hỗn hợp đầu;

x_p - nồng độ phần mol của cấu tử dễ bay hơi trong sản phẩm đỉnh;

x_w - nồng độ phần mol của cấu tử dễ bay hơi trong sản phẩm đáy.

Trong tính toán chưng luyện người ta thường dùng các đại lượng mol vì rằng nhiệt hóa hơi của các chất lỏng tính theo mol không khác nhau mấy.

6. Phương trình cân bằng vật liệu của toàn thập:

$$G_F = G_p + G_w. \qquad \text{(IX.16)}$$

Đối với cấu tử dễ bay hơi:

$$G_F x_F = G_p x_p + G_w x_w \qquad \text{(IV.17)}$$

Lượng sản phẩm đỉnh:

$$G_p = G_F \left(\frac{x_F - x_w}{x_p - x_w} \right). \qquad \text{(IX.18)}$$

Lượng sản phẩm đáy:

$$G_w = G_F - G_p. \qquad \text{(IX.19)}$$

7. Phương trình *đường nồng độ làm việc của đoạn luyện* có dạng:

$$y = \frac{R_x}{R_x + 1} x + \frac{x_p}{R_x + 1} \; ; \qquad \text{(IX.20)}$$

trong đó y - nồng độ phần mol của cấu tử dễ bay hơi trong pha hơi đi từ đĩa dưới lên đĩa; x - nồng độ phần mol của cấu tử dễ bay hơi trong pha lỏng chảy từ đĩa đó xuống; $R_x = G_x/G_p$ - chỉ số hồi lưu; G_x - lượng lỏng hồi lưu về thấp, kmol/s.

Trong phương trình trên đối với mỗi trường hợp cụ thể R_x và x_p là những đại lượng không đổi, vì thế phương trình trên có dạng đường thẳng:

Bảng IX.2a. **Thành phần cân bằng lỏng (x) - hơi (y) và nhiệt độ sôi của hỗn hợp hai cấu tử ở 760 mmHg (% mol)** [32 - 818]

Hỗn hợp	x	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	Hỗn hợp đẳng phí
Amoniac - nước	y	0	49	72	89,3	97,6	99,2	100	100	100	100	100	100	
NH_3 - H_2O (735 mmHg)	t	99,1	82,5	69,8	48	29,2	11,8	-4	-16,5	-24,5	-29,5	-32	-33,7	-
Axetandehit - benzen	y	0	31,3	52,2	69,4	76,7	81,6	85,4	88,7	91,6	94,4	96,8	100	-
C_2H_4O - C_6H_6	t	80,1	71,0	63,0	54,2	49,4	46,2	44	42	39,8	37,7	36	20,8	-
Axetandehit - toluen	y	0	57,3	68,8	78,3	83,7	82,2	92,1	95,5	98,5	99,5	99,9	100	-
C_2H_4O - C_7H_8	t	110,7	106	102	80,0	77,0	67,5	58,0	49,8	42,0	34,0	26,0	20,8	-
Axeton - axit axetic	y	0,0	16,2	30,6	55,7	72,5	84,0	91,2	94,7	96,9	98,4	99,3	100,0	
C_3H_6O - $C_2H_4O_2$	t	118,1	110,0	103,8	93,1	85,8	79,7	74,6	70,2	66,1	62,6	59,2	56,0	
Axeton - benzen	y	0	14	24,3	40	51,2	59,4	65,5	73	79,5	86,3	93,2	100	
C_3H_6O - C_6H_6	t	80,1	78,3	76,4	72,8	69,6	66,7	64,3	62,4	60,7	59,6	58,8	56,1	
Axeton - clobenzen	y	0	38,2	56,5	72,9	81,2	85,6	88,7	91,0	92,6	94,2	96,2	100,0	
C_3H_6O - C_6H_5Cl	t	131,6	108,0	107,0	93,5	84,1	77,5	72,0	68,2	65,5	62,8	61,0	56,1	
Axeton - nước	y	0	60,3	72	80,3	82,7	84,2	85,5	86,9	88,2	90,4	94,3	100	
C_3H_6O - H_2O	t	100	77,9	69,6	64,5	62,6	61,6	60,7	59,8	59,	58,2	57,5	56,9	
Axeton - rượu metylic	y	0	10,2	18,6	32,2	42,8	51,3	58,6	65,6	72,5	80	-	100	80
C_3H_6O - CH_3OH	t	64,5	63,6	62,5	60,2	58,7	57,6	56,7	56	55,3	55,05	-	56,1	55,05
Axeton - rượu metylic	y	0	10,2	18,6	32,2	42,8	51,3	58,6	65,6	72,5	80	-	100	80
C_3H_6O - CH_3OH	t	64,5	63,6	62,5	60,2	58,7	57,6	56,7	56	55,3	55,05	-	56,1	55,05
Axeton - rượu etylic	y	0	15,5	26,2	41,7	52,4	60,5	67,4	73,9	80,2	86,5	92,9	100	
C_3H_6O - C_2H_5OH	t	78,3	75,4	73	69	65,9	63,6	61,8	60,4	59,1	58,	57	56,1	
Axit axetic - axetamit	y	0	47,2	61,5	79,2	88,0	92,5	95,4	97,2	98,2	98,8	99,4	100,0	
$C_2H_4O_2$ - C_2H_5NO	t	222,0	208,9	199,1	183,0	168,0	157,8	148,9	140,1	132,7	126,4	121,2	118,1	
Axit axetic - butylaxetat	y	0	6,8	13,4	25,7	37,6	48,0	57,8	66,3	75,0	84,1	92,5	100,0	
$C_2H_4O_2$ - $C_6H_{12}O_2$	t	126,5	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	118,1	

Tiếp bảng IX.2a

Hỗn hợp	x	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	Hỗn hợp đẳng phí
Axit axetic - izoamylaxetat	y	0	7,7	15,9	30,9	43,5	55,2	65,8	74,4	81,7	88,2	94,2	100,0	
$C_2H_4O_2$ - $C_7H_{14}O$	t	102,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	118,1	
Axit axetic - xylen	y	0	30,6	42,1	52,5	60,5	66,4	70,1	73,2	76,4	80,7	86,5	100,0	
$C_2H_4O_2$ - $C_7H_{14}O$	t	138,8	132,8	128,5	123,1	120,1	118,3	117,0	116,3	115,6	115,2	115,4	118,1	
Axit axetic - metylamylxeton	y	0	12,7	22,8	44,0	58,2	67,3	74,5	81,0	86,9	91,8	96,1	100,0	
$C_2H_4O_2$ - $C_7H_{14}O$	t	150,2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	118,1	
Axit axetic - xiclohexylaxetat	y	0	47,0	55,9	65,5	73,1	79,6	85,3	90,0	93,7	96,4	98,3	100,0	
$C_2H_4O_2$ - $C_8H_{14}O_2$	t	177,0	166,0	157,5	149,1	142,1	137,0	132,5	128,2	125,0	122,3	120,1	118,1	
Axit axetic - fufurol	y	0	13,6	27,0	46,5	60,2	70,4	78,3	84,5	89,4	93,5	97,2	100,0	
$C_2H_4O_2$ - $C_5H_4O_2$	t	161,7	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	118,1	
Axit nitric - nước	y	0	0,3	1	5	16	46	83	95,5	98,7	99,5	99,9	100	38,5
HNO_3 - H_2O	t	100	103,5	108,6	117,5	121,4	121,5	116	101,5	91,7	87,5	85,6	85,4	121,9
Axit fomic - axit axetic	y	0	8	1,6	26	38	48,5	57,6	66	74,6	83,6	92,2	100	
CH_2O_2 - $C_2H_4O_2$	t	118,1	116	115,4	112,8	110,7	108,8	107	105,4	103,9	102,5	101,4	100,8	
Benzen - axit axetic	y	0	26	42	59	66,6	75	79	83	88	92,5	97	100	97,5
C_6H_6 - $C_2H_4O_2$	t	118,7	111,4	105,8	99	94	90,3	88	85,7	83,5	82	85,8	80,2	80
Benzen - đicloetan	y	0	5,5	11,0	21,7	32,2	42,6	52,6	62,5	72,2	81,6	90,9	100,0	
C_6H_6 - $C_2H_4Cl_2$	t	83,48	83,32	83,14	82,79	82,45	82,10	81,77	81,43	81,09	80,76	80,42	80,09	
Benzen - heptan	y	0	11,8	21,2	37,2	48,9	58,4	66,3	73,2	79,7	85,5	92,0	100,0	
C_6H_6 - C_7H_{16}	t	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
Benzen - toluen	y	0	11,8	21,4	38	51,1	61,9	71,2	79	85,4	91	95,9	100	
C_6H_6 - C_7H_8	t	110,6	108,3	106,1	102,2	98,6	95,2	92,1	89,4	86,8	84,4	82,3	80,2	
Benzen - etilentriclorua	y	0	6,2	12,2	23,9	35,0	45,4	55,4	65,5	74,7	83,6	92,0	100,0	
C_6H_6 - C_2HCl_3	t	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
Metilenclorua - cacbontetraclorua	y	0	-	22,0	46,0	62,0	71,5	78,5	84,2	88,0	92,0	96,7	100,0	
CH_2Cl_2 - CCl_4	t	76,80	-	69,60	61,40	55,80	52,80	50,8	49,10	47,85	46,60	44,60	39,73	

Tiếp bảng IX.2a

Hỗn hợp	x	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	Hỗn hợp đẳng phí
Clorofom - cacbontetraclorua	y	0,0	-	13,5	26,5	39,5	52,0	63,5	72,5	81,0	88,5	95,0	100,0	
$CHCl_3$ - CCl_4	t	76,8	-	74,7	72,6	70,6	68,6	66,9	65,3	63,9	62,6	61,5	60,8	
Điaxetyl - axit axetic	y	0,0	9,2	19,6	38,5	52,7	60,3	71,2	78,6	84,7	89,9	94,7	100,0	
$C_4H_6O_2$ - $C_2H_4O_2$	t	118,1	114,5	111,0	104,0	101,1	99,0	97,1	95,4	93,9	92,5	91,2	88,0	
Đicloetan - axit axetic	y	0,0	13,3	27,4	49,7	64,6	74,2	82,6	87,4	91,2	94,5	97,2	100,0	
$C_2H_4Cl_2$ - $C_2H_4O_2$	t	118,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	83,5	
Đicloetan - lorofom	y	0,0	-	15,2	25,2	36,0	46,7	56,0	65,7	77,0	86,0	93,5	100,0	
$C_2H_4Cl_2$ - $CHCl_3$	t	61,30	-	60,90	60,45	60,05	59,65	59,30	58,95	58,53	58,12	57,65	57,17	
Đicloetan - cacbontetraclorua	y	0,0	11,2	18,5	34,7	48,2	58,7	66,6	71,5	81,0	87,7	94,2	100,0	
$C_2H_4Cl_2$ - CCl_4	t	76,40	74,80	73,10	69,15	66,20	64,10	62,60	61,20	60,15	59,10	58,10	57,17	
Đicloetilen - rượu etylec	y	0,0	13,5	23,2	41,2	55,1	66,1	73,60	79,8	85,0	88,2	90,2	100,0	
$C_2H_2Cl_2$ - C_2H_6O	t	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
Etylaxetat - axit axetic	y	0	14,4	28,7	50,6	65,4	77	85,6	92	96,1	98,9	99,8	100	
$C_4H_8O_2$ - $C_2H_4O_2$	t	118,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	77,1	
Etylaxetat - rượu etylic	y	0,0	10,2	18,7	30,5	38,9	45,7	51,6	57,6	64,4	72,6	83,7	100,0	
$C_4H_8O_2$ - C_2H_6O	t	78,3	76,6	75,5	73,9	72,8	72,1	71,8	71,9	72,2	73,0	74,7	77,1	
Heptan - toluen	y	0,0	-	16,6	29,4	40,05	49,7	56,25	66,4	74,4	82,75	91,2	100,0	
C_7H_{16} - C_7H_8	t	110,59	-	107,73	105,62	103,88	102,59	101,52	100,60	99,82	99,26	98,78	98,43	
Metylizobutylxeton - axit axetic	y	0,00	5,01	10,02	20,03	30,05	41,00	51,20	61,70	72,20	82,40	91,60	100,00	
$C_6H_{12}O$ - $C_2H_4O_2$	t	118,1	118,06	118,02	117,94	117,84	117,3	117,65	117,52	117,32	116,98	116,38	115,80	
Metyletylxeton - axit propinic	y	0,0	15,6	29,2	51,8	68,3	80,6	87,9	92,6	95,5	97,5	98,9	100,0	
C_4H_8O - $C_3H_6O_2$	t	141,4	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	79,6	
Metylxiclohexan - toluen	y	0,0	7,5	14,3	27,0	37,8	47,0	56,0	65,0	73,7	81,8	90,6	100,0	
C_7H_{14} - C_7H_8	t	110,6	109,55	108,55	106,9	105,6	104,5	103,55	102,75	102,15	101,65	101,2	100,85	

Tiếp bảng IX.2a

Hỗn hợp	x	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	Hỗn hợp đẳng phí
Metilenclorua - clorofom	y	0	-	19,7	34,5	47,7	60,0	70,2	79,0	86,0	92,0	96,7	100,0	
CH_2Cl_2 - $CHCl_3$	t	60,80	-	58,45	55,80	53,40	51,10	48,80	47,70	44,75	42,95	411,0	39,73	
Clorofom - benzen	y	0	6,5	12,6	27,5	41	54,6	66	74,6	83	90,5	96,2	100	
$CHCl_3$ - C_6H_6	t	80,6	80,1	79,6	78,4	77,2	75,9	74,5	73,1	71	68,7	65,7	61,5	
Nito - cacbon oxit	y	0,0	-	14,8	27,2	39,0	50,6	62,0	70,4	78,7	87,2	94,20	100,0	
N_2 - CO	t	-191,9	-	-192,3	-192,8	-193,1	-193,5	-194,1	-194,4	-194,7	-175,0	-195,4	-195,7	
Nước - axit axetic	y	0	9,2	16,7	30,3	42,5	53	62,6	71,6	79,5	86,4	93	100	
H_2O - $C_2H_4O_2$	t	118,1	115,4	113,8	110,1	107,5	105,8	104,4	103,3	102,1	101,3	100,6	100	
Nước - axit butiric	y'	*0,0*	*39,5*	*57,7*	*76,2*	*83,4*	*87,8*	*90,0*	*90,8*	*91,4*	*91,6*	*92,9*	*100,0*	
H_2O - $C_4H_8O_2$	t	163,5	-	-	-	-	-	-					100,0	
Nước - axit propinic	y	0,0	22,0	37,0	54,5	66,0	74,9	80,5	84,4	87,5	90,3	93,2	100,0	
H_2O - $C_3H_6O_2$	t	141,4	117,2	109,0	104,2	102,2	101,1	100,4	100,0	99,7	99,1	99,6	100,0	
Nước - hiđrazin	y	0,0	-	1,8	6,1	14,2	28,9	50,0	72,0	85,5	94,0	97,9	100,0	
H_2O - N_2H_4	t													
Propylaxetat - axit axetic	y	0,0	7,6	15,1	29,3	41,3	51,0	59,6	67,5	75,5	83,8	91,8	100,0	
$C_5H_{10}C_2$ - $C_2H_4O_2$	t	118,1	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	101,6	
Rượu etylic - benzen	y	0	8	28,6	36,8	40,5	43,5	46,5	49,5	53,5	60	71	100	44,8
C_2H_5OH - C_6H_6 (750mmHg)	t	79,7	74,3	71,2	69	68,2	67,8	67,8	68,3	68,9	70,1	72,6	78,1	67,8
Rượu etylic - nước	y	0	33,2	44,2	53,1	57,6	61,4	65,4	69,9	75,3	81,8	89,8	100	89,4
C_2H_5OH - H_2O	t	100	90,5	86,5	83,2	81,7	80,8	80	79,4	79	78,6	78,4	78,4	78,15
Rượu izopropylic - nước	y	0	48,5	53	60	64	66,5	68	68,4	70	77	83	100	68,5
C_3H_7OH - H_2O	t	100	84,4	82,5	81,2	81	80,6	80,5	80,4	80,5	81	82,3	82,4	80,4
Rượu metylic - benzen	y	0	38,5	50	56	58	59	60	61	62	66	75	100	61,4
CH_3OH -C_6H_6	t	80,2	66,9	61,1	58,6	58	57,8	57,7	57,6	57,6	58	59,6	68,8	57,6
Rượu metylic - rượu etylic	y	0	7,4	14,3	27,1	39,6	51,5	62,6	72,3	79,8	86,6	83,2	100	
CH_3OH - C_2H_5OH	t	78,3	77,2	76,5	75	73,6	72,2	70,8	69,4	68,2	66,9	65,9	64,9	

Tiếp bảng IX.2a

Hỗn hợp	x	0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	Hỗn hợp đẳng phí
Rượu metylic - nước	y	0	26,8	41,8	57,9	66,5	72,9	77,9	82,5	87	91,5	95,8	100	
CH_3OH - H_2O	t	100	92,3	87,7	81,7	78	75,3	73,1	71,2	69,3	67,6	66	64,5	
Rượu metylic - nước	y	0	26,8	41,8	57,9	66,5	72,9	77,9	82,5	87	91,5	95,8	100	
CH_3OH - H_2O	t	100	92,3	87,7	81,7	78	75,3	73,1	71,2	69,3	67,6	66	64,5	
Rượu propylic - nước	y	0,0	-	37,2	39,2	40,4	42,4	45,2	49,2	55,1	64,1	77,8	100	
C_3H_8O - H_2O	t	100,0	-	88,5	88,1	87,9	87,8	87,9	88,3	89,0	90,5	92,8	87,3	
Cacbonđisunfua - axeton	y	0	19	29	46	53,3	57,5	60,5	61	68,0	72,2	78	100	61
CS_2 - C_3H_6O	t	56,2	51,2	48,3	43,5	41,3	40,3	39,6	39,3	39,3	39,6	40,9	46,3	39,3
Cacbonđisunfua - cacbontetraclorua	y	0	13,2	24	42,3	54,4	64,5	72,6	79,1	84,8	90,1	95	100	
CS_2 - CCl_4	t	76,7	13,7	71	66	62,3	59	56,1	53,7	51,6	49,6	47,9	46,3	
Toluen - axit axetic	y	0	15,5	25,5	37,2	46	54,1	57	61,5	66,5	71,8	81	100	62,7
C_7H_8 - $C_2H_4O_2$	t	118,1	111,3	108,9	105,6	103,3	101,7	100,8	100,6	100,6	100,9	102,6	110,8	100,6
Cacbontetraclorua - rượu etylic	y	0	21	33	48	54	56,5	58,8	62	65,8	72,2	82,3	100	63
CCl_4 - C_2H_5OH	t	77,9	73,7	70,8	67,2	65,3	64,6	64	63,6	64	65,6	68,5	75,9	63,6
Cacbontetraclorua - etilentetraclorua	y	0,0	-	46,9	67,0	80,0	86,1	88,1	91,8	93,0	95,8	98,0	100,0	
CCl_4 - C_2Cl_4	t	120,8	-	108,5	100,8	93,0	89,9	86,0	83,5	81,5	79,9	77,5	76,9	
Cacbontetraclorua - đicloetan	y	0	9	18	31	40	48	55	63	71	80	89	100	
CCl_4 - $C_2H_4Cl_2$	t	83,28	82,17	81,08	79,27	77,91	76,88	76,18	75,68	75,37	75,35	75,54	76,20	
Xiclohexan - etilentriclorua	y	0,0	7,8	14,9	27,0	37,4	46,7	55,2	63,6	72,2	81,0	90,3	100,0	
C_6H_{12} - C_2HCl_3	t	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	

Bảng IX.2b. **Thành phần cân bằng lỏng (x) - hơi (y) tính bằng (% mol) và nhiệt độ sôi của hỗn hợp hai cấu tử ở 760 mmHg**

Axeton - clorofom	x	0	11,08	13,75	21,08	26,60	47,71	57,50	66,33	73,88	79,55	85,90	91,45	100,0		
	y	0	6,50	10,0	17,60	23,70	51,70	64,80	75,05	82,35	86,88	91,65	95,22	100,0		
C_3H_6O - $CHCl_3$	t	61,3	62,8	63,1	63,8	64,4	63,9	62,8	61,6	60,4	59,4	58,3	57,5	56,2		
Axeton - dicloetan	x	0	26,8	53,5	69,8	86,7	100,0									
	y	0	52,0	75,8	68,9	95,0	100,0									
C_3H_6O - $C_2H_4Cl_2$	t	82,4	73,3	67,0	62,8	58,7	55,3									
Axeton - metylizobutylxeton	x	3,4	12,4	21,0	30,3	42,3	54,6	67,9	79,35	91,0						
C_3H_6O - $C_6H_{12}O$	y	14,5	43,2	59,6	72,2	81,9	88,5	93,3	96,7	98,5						
	t	110,13	99,03	91,59	84,09	76,67	70,88	65,76	61,64	58,56						
Axeton - etilentriclorua	x	0	6,2	11,0	15,2	22,0	33,2	45,4	55,3	68,4	80,0	84,0	87,0	91,5	94,5	100
	y	0	18,0	34,2	44,0	55,5	68,0	77,2	83,2	89,0	93,3	94,5	95,6	96,8	97,5	100
C_3H_6O - C_2HCl_3	t	86,8	83,9	79,5	76,2	70,35	67,4	65,05	62,2	60,2	58,95	58,3	57,9	57,1	56,3	56,05
Axeton - 1,12 - etantriclorua	x	2,2	12,5	14,4	21,3	29,5	32,2	52,4	61,0	75,4	76,4	82,8	86,5	89,0	90,8	91,0
C_3H_6O - $C_2H_3Cl_3$	y	8,0	41,7	45,3	60,5	72,3	75,4	90,1	93,4	97,1	97,2	98,0	98,4	98,8	98,9	99,1
	t	112,0	102,2	100,6	93,7	87,6	85,8	72,7	69,0	62,1	61,7	59,8	58,9	58,2	57,5	57,3
Axeton - cacbon tetraclorua	x	0,00	11,20	23,45	38,25	49,35	51,50	65,55	71,65	76,75	78,80	86,50	90,85	93,40	94,40	94,60
	y	0,00	33,00	47,00	57,45	63,70	64,30	73,35	76,70	80,30	81,90	87,60	91,35	93,60	94,50	94,65
C_3H_6O - CCl_4	t	48,77	40,58	36,80	34,33	33,36	83,12	32,21	31,90	31,53	31,52	31,33	31,28	31,27	-	-
Axit axetic anhidric axetic	x	15,9	29,8	42,1	53,1	63,0	71,8	79,9	87,2	93,9	100,0					
	y	33,9	55,5	68,8	77,7	81,7	86,2	90,0	93,7	96,8	100,0					
$C_2H_4O_2$ - $C_4H_6O_3$	t	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-					

Tiếp bảng IX.2b

Axit axetic - metylaminaxetat	x	13,5	18,8	24,5	32,0	33,0	36,3	41,0	56,2	60,1	60,3	63,9	87,1			
$C_2H_4O_2$ - $C_8H_{16}O_2$	y	27,0	36,3	45,1	51,0	53,0	56,5	60,5	76,0	79,4	79,8	81,9	94,3			
	t	143,9	138,3	136,8	134,9	135,0	132,9	132,0	127,0	126,1	126,0	125,1	120,4			
Axit axetic - metylaminxeton	x	5,0	18,0	26,3	34,2	39,1	43,3	49,3	53,0	55,8	60,0	63,4	64,8	68,7	72,0	75,7
$C_2H_4O_2$ - $C_7H_{14}O$	y	12,7	32,0	45,3	58,2	62,0	66,5	71,7	74,1	76,4	80,0	82,7	83,5	86,7	88,2	89,9
	t	147,5	145,0	141,9	138,0	136,8	135,0	132,9	132,1	131,1	130,0	129,1	127,3	126,5	125,8	124,5
Axit nitric - axit axetic	x	0,0	10,0	20,0	33,3	40,0	50,0	60	70	80	90	100,0				
HNO_3 - $C_2H_4O_2$	y	0	3	8	34	47	82	96	100	100	100	100				
	t	118,1	122,1	126,5	128,6	127,3	120,3	105,0	95,7	88,6	84,0	85,3				
Benzen - đimetyl fomamit	x	5,5	10,0	20,0	35,0	56,0	65,5	80,0								
C_6H_6 - C_3H_7NO	y	35,5	49,0	69,0	83,5	92,5	94,5	97,5								
	t	140	131,5	119	106	95,2	91	85								
Benzen - nitrometan	x	6,5	14,6	23,8	33,0	43,2	53,2	64,1	75,8	87,6						
C_6H_6 - CH_3NO_2	y	25,1	41,7	51,9	57,3	63,2	67,9	72,7	79,0	86,5						
	t	108,3	101,2	99,3	98,7	96,27	95,30	94,40	90,70	90,45						
Benzen - anilin	x	8,3	10,25	14,4	16,6	18,9	19,6	21,0	22,4	24,1	25,15	26,9	28,2	34,5	42,7	50,3
C_6H_6 - C_6H_7N	y	62,0	67,9	79,0	81,5	84,9	85,75	87,1	87,8	89,4	90,0	91,2	91,3	93,8	95,5	96,6
	t	150,9	146,5	134,9	131,6	126,7	125,1	122,6	121,2	118,5	116,4	114,8	114,2	107,2	101,8	97,3
Benzen - xiclohexan	x	16,0	27,4	39,5	50,9	61,4	61,3	67,0	70,6	83,3	92,9	93,1				
C_6H_6 - C_6H_{12}	y	18,6	30,9	42,0	51,7	60,9	60,8	65,2	68,8	80,4	90,5	90,7				
	t	87,85	87,05	85,80	85,50	86,55	85,93	86,10	86,10	87,24	87,06	88,20				

Tiếp bảng IX.2b

Clo-nitrozil clorua	x	7,25	17,40	25,40	30,80	48,00	77,80									
Cl_2 - NOCl	y	15,20	33,00	47,71	58,05	71,20	91,30									
	t	-8,5	-12,0	-14,75	-16,5	-22,0	-30,75									
Hiđro clorua - nước	x	4,48	6,57	8,58	9,84	11,05	11,48	11,83	12,10							
HCl - H_2O	y	0,10	0,37	1,40	3,88	10,07	12,84	15,84	18,7							
	t	101,1	103,1	105,5	107,2	107,8	107,6	102,5	107,3							
Clorofom - ete izopropylic	x	0,0	12,9	24,3	33,0	39,5	43,6	45,5	48,5	49,1	66,6	73,3	83,7	89,5	92,7	100,0
	y	0,0	9,0	19,4	33,0	41,6	45,4	50,9	53,8	54,6	75,1	82,8	91,0	94,2	97,2	100,0
$CHCl_3$ - $C_6H_{14}O$	t	68,1	69,5	70,2	70,6	70,4	70,2	70,0	69,9	69,8	67,7	66,5	64,6	63,7	62,7	61,2
Ete etyl - cacbontetraclorua	x	0,0	34,2	18,7	47,1	58,0	67,5	75,7	82,9	89,2	95,0	100,0				
	y	0,0	69,9	49,6	79,7	85,9	90,1	93,4	96,0	97,9	99,2	100,0				
$C_4H_{10}O$ - CCl_4	t	77,75	69,72	73,7	65,54	61,44	57,16	53,09	48,94	44,84	41,35	34,75				
Đicloetan - toluen	x	1,8	14,0	0,7	20,0	26,1	36,4	39,8	48,2	54,0	60,5	69,8	80,1	89,7		
	y	6,6	27,5	16,9	34,8	42,4	55,0	60,3	66,3	72,5	78,2	82,1	89,2	94,2		
$C_2H_4Cl_2$ - C_7H_8	t	109,1	105,7	108,9	102,7	101,5	97,8	97,1	94,6	92,9	91,3	89,1	87,5	85,5		
Izopropyl benzen - fenol	x	12,4	25,1	19,4	31,2	31,5	41,4	48,9	62,7	63,8	75,5	87,5	94,1	97,4	97,4	
	y	38,8	57,9	49,4	61,0	63,1	71,6	73,3	79,7	79,7	84,9	89,2	95,6	97,9	97,9	
C_9H_{12} - C_6H_6O	t	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
Metyletylxeton - nước	x	0,2	1,1	3,6	19,0	55,0	63,5	66,7	72,1	74,4	78,4	80,3	84,8	91,2	95,8	99,3
	y	8,5	39,4	61,8	64,5	64,5	65,4	66,1	67,6	68,3	69,8	70,7	73,6	81,6	89,8	96,3
C_4H_8O - H_2O	t	97,6	84,6	75,5	74,4	74,4	73,8	73,5	73,8	73,8	73,5	73,9	73,8	75,3	76,4	78,3
Metyl xiclohexan - fenol	x	11,40	26,20	38,00	65,20	90,26	95,18	96,11	98,74	99,52						
	y	67,75	87,10	88,40	90,88	93,84	90,83	97,41	99,14	99,63						
C_7H_{14} - C_6H_6O	t	150,0	130,0	120,0	112,2	105,6	102,5	102,2	101,7	101,1						

Metyletylxeton benzen	*x*	0,0	1,2	6,5	11,2	15,7	27,4	41,6	51,1	60,6	66,5	75,3	87,7	94,3	98,6	100,0
	y	0,0	1,5	7,9	13,1	17,7	29,0	41,9	50,7	59,5	65,2	74,0	86,5	93,7	98,5	100,0
C_4H_8O - C_6H_6	*t*	80,2	80,2	79,65	79,25	79,05	78,45	78,35	78,33	78,33	-	78,55	78,95	79,25	79,40	79,45
Metyletylxeton - toluen	*x*	0,00	0,85	4,05	11,90	18,00	23,59	39,82	54,79	64,20	70,12	80,15	93,50	97,74	99,39	100,00
	y	0,00	2,90	12,81	30,43	39,50	47,09	62,80	74,28	80,27	83,96	8955	96,29	98,78	99,54	100,00
C_4H_8O - C_7H_8	*t*	110,6	109,88	107,2	102,28	99,55	97,10	91,85	87,85	85,8	84,4	82,65	80,50	79,85	79,5	79,45
Nước - axit fomic	*x*	0,0	26,3	29,2	32,1	36,6	41,2	58,7	66,8	74,0	80,2	83,7	88,4	91,1	92,0	100,0
	y	0,0	19,6	21,7	24,4	29,9	32,3	72,5	78,7	85,8	90,0	92,0	94,3	96,0	96,3	100,0
H_2O - CH_2O_2	*t*	100,7	105,4	105,8	106,3	106,8	106,9	106,4	105,4	104,1	103,1	102,6	100,8	101,4	101,3	100,0
Nước - etilenglicol	*x*	0,0	15,4	27,7	37,8	46,3	59,6	69,7	77,5	83,8	88,9	93,2	96,9	100,0		
	y	0,0	94,9	97,4	98,4	98,8	99,2	99,5	99,5	99,8	99,85	99,91	99,94	100,0		
H_2O - $C_4H_6O_2$	*t*	197,0	130,1	120,5	114,3	110,8	106,3	103,5	103,2	101,5	101,0	100,6	100,3	100,0		
Nước - rượu izobutylic	*x*	13,5	15,9	39,7	41,3	56,4	57,2	59,0	60,5	63,5	63,8	95,4	97,5	98,8	99,6	99,8
	y	40,1	43,7	62,6	63,5	66,0	66,1	66,7	66,7	66,9	67,1	66,8	67,2	73,0	88,8	95,7
H_2O - $C_4H_{10}O$	*t*	97,7	96,6	90,3	90,2	89,5	89,5	89,5	89,4	89,4	89,4	89,5	89,5	91,9	96,8	98,90
Nước - anilin	*x*	1,05	1,70	2,50	4,25	5,9	7,6	9,3	11,7	15,3	20,0	24,7	2 pha			
	y	34,2	48,3	57,3	70,0	76,6	81,5	85,8	88,9	92,5	94,4	94,7	96,5			
H_2O - C_6H_7N	*t*	168	160	152	140	131	126	121	115,8	109,8	105	101	98,5			
Nước - fenol	*x*	11,20	15,00	19,20	35,00	37,70	38,20	64,20	67,90	91,56	93,58	96,36	97,91	98,62	99,17	99,58
	y	84,00	91,10	93,79	96,55	96,59	96,60	97,53	96,98	97,62	87,77	97,90	98,09	98,38	98,88	99,24
H_2O - C_6H_6O	*t*	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	

Tiếp bảng IX.2b

Nước - piriđin	x	7,3	16,3	50,0	63,4	71,6	75,4	82,7	86,6	95,1	96,78	98,12	98,98	99,13	99,30	
	y	18,7	36,5	67,1	72,4	74,9	76,1	78,0	78,1	82,0	82,3	85,6	89,6	90,8	92,3	
$H_2O-C_5H_5N$	t	110,9	106,5	-	95,3	94,6	94,4	94,4	94,4	94,7	95,3	96,3	97,3	97,5	98,2	
Nước - rượu butylic	x	3,9	5,5	25,7	29,2	49,6	55,2	57,1	97,5	98,8	98,6	99,2	99,4	99,7	99,8	99,9
	y	26,7	32,3	62,9	65,5	73,6	75,0	74,8	75,2	75,8	78,4	84,3	88,4	92,9	95,1	98,1
$H_2O - C_4H_{10}O$	t	111,5	109,6	97,9	96,7	93,5	92,9	92,9	92,7	92,8	93,4	95,4	96,8	98,3	97,4	99,4
Fenol - axetofenol	x	17,4	25,4	36,5	42,6	46,8	55,8	63,8	66,9	89,6						
	y	17,2	26,9	41,3	49,5	54,4	64,8	74,9	78,1	94,5						
$C_6H_6O - C_6H_8O$	t	-	-	-	-	-	-	-	-	-						
Rượu butylic - butylaxetat	x	10,9	29,5	43,3	51,0	55,4	60,8	67,9	72,6	73,1	82,8	86,5	91,3	96,0	98,0	99,5
	y	21,7	41,3	51,3	56,9	60,7	64,2	69,2	73,4	73,3	81,3	85,0	89,5	94,2	96,4	98,8
$C_4H_{10}C - C_6H_{12}O_2$	t	121,75	119,1	117,8	117,3	116,8	116,4	116,2	116,6	116,55	116,3	116,8	117,0	117,0	117,0	117,0
Rượu butylic - etilenclohydrin	x	0,0	15,5	29,7	44,3	59,4	77,7	100,0								
	y	0,0	17,5	32,0	47,0	62,1	79,1	100,0								
$C_4H_{10}O - C_2H_4Cl_2$	t	-	-	-	-	-	-	-								
Rượu etylic - rượu amylic	x	1,52	2,83	11,2	18,3	32,4	32,5	41,0	56,8	82,6	91,7					
	y	12,5	22,4	49,9	64,4	79,8	79,7	85,2	91,6	97,8	98,8					
$C_2H_6O - C_5H_{12}O$	t	132,4	130,2	119,5	112,3	102,6	101,8	97,6	90,6	82,3	80,3					
Rượu etylic - rượu izopropylic	x	12,40	24,00	24,25	34,80	45,55	45,70	55,20	55,90	61,35	74,25	82,95	83,35	91,50		
	y	14,10	26,65	27,30	28,45	48,50	49,55	58,95	59,70	64,60	77,00	85,45	85,80	92,95		
$C_2H_6O - C_3H_8O$	t	81,9	81,4	81,3	81,0	80,5	80,5	80,2	80,1	79,9	79,4	79,1	79,1	78,8		
Rượu etylic - metylpropylxeton	x	6,52	13,0	30,1	53,4	61,3	62,4	78,9	85,4	86,7	91,9	95,9	96,9	98,5		
	y	23,7	34,7	51,8	68,3	73,2	73,8	83,8	88,5	89,2	93,0	95,3	96,7	98,3		
$C_2H_6O - C_5H_{10}O$	t	87,9	86,0	83,0	80,8	79,8	79,7	78,8	78,5	78,5	78,3	78,2	78,2	78,3		

Tiếp bảng IX.2b

Rượu izopropylic - toluen	*x*	0,0	7,8	14,9	25,6	39,7	46,9	57,4	67,6	70,4	74,2	78,0	81,5	85,8	93,3	100,0
	y	0,0	37,7	50,2	59,8	66,3	69,0	72,1	75,5	76,5	78,1	80,7	82,4	85,4	91,8	100,0
C_3H_8O - C_7H_8	*t*	110,4	96,6	91,0	86,6	84,0	83,2	82,2	81,8	81,5	81,5	81,4	81,2	81,2	81,6	82,3
Rượu etylic - rượu butylic	*x*	6,2	11,3	17,8	25,2	32,3	42,7	48,8	55,5	60,1	66,6	74,3	73,8	84,5	88,7	93,8
	y	18,1	31,6	49,6	59,7	70,8	78,4	82,8	88,1	90,0	92,7	94,6	97,6	98,2	98,7	99,7
C_2H_6O - $C_4H_{10}O$	*t*	114,3	111,1	105,9	101,3	96,4	93,5	90,6	88,1	86,4	85,7	83,9	83,3	81,0	80,3	79,1
Rượu etylic - metyletylxeton	*x*	4,00	15,1	22,3	48,5	52,1	69,5	80,8	95,6							
	y	8,64	20,8	27,9	49,2	51,3	64,2	74,3	93,2							
C_2H_6O - C_4H_8O	*t*	77,7	75,6	75,0	74,2	74,1	74,6	75,4	77,3							
Rượu metylic - nitrometan	*x*	0,0	4,3	6,3	11,9	20,6	30,9	39,7	57,8	72,7	84,2	93,0	96,4	100,0		
	y	0,0		71,6	74,1	76,0	79,5	83,5	85,8	87,8	89,0	93,0	96,2	100,0		
CH_4O - CH_3NO_2	*t*	100,8	89,9	83,9	78,0	71,5	68,9	67,5	66,2	65,3	64,85	64,55	64,63	64,7		
Rượu metylic - đicloetan	*x*	0,0	1,8	6,5	19,5	34,0	57,2	58,2	82,0	90,3	95,6	100,0				
	y	0,0	25,6	47,4	57,3	62,2	65,6	69,3	74,7	81,4	90,2	100,0				
CH_4O- $C_2H_4Cl_2$	*t*	82,1	73,4	65,2	61,4	60,6	60,2	60,1	60,4	61,2	62,3	63,7				
Rượu metylic -	*x*	10,6	20,0	36,0	49,1	60,0	69,2	77,1	84,0	90,0	95,3					
metyletylxeton	*y*	28,4	39,2	53,0	61,6	68,2	73,6	78,6	84,0	89,1	94,4					
CH_4O - C_4H_8O	*t*	67,2	66,2	65,6	64,9	61,9	63,6	63,3	63,7	62,8	63,7					
Rượu metylic -	*x*	9,0	17,2	31,9	44,5	55,5	65,2	73,8	81,4	88,3						
rượu propylic	*y*	26,0	45,5	66,8	77,7	84,2	88,9	92,1	95,1	97,1						
CH_4O - C_3H_8O	*t*	89,0	83,2	79,7	78,3	76,7	73,9	71,3	69,4	66,7						
Rượu metylic -	*x*	0,1	3,2	4,0	5,1	9,4	30,0	57,6	72,4	88,8	92,4	94,4	95,1	96,4	98,0	99,2
etilentriclorua	*y*	4,50	25,4	36,0	47,2	60,0	64,2	66,0	68,9	77,8	82,0	84,6	87,0	90,2	93,3	96,3
CH_4O - C_2HCl_3	*t*	83,5	75,3	70,1	66,1	60,9	60,1	59,6	59,4	60,1	60,7	61,0	61,4	61,8	62,5	63,3

Tiếp bảng IX.2b

Rượu metylic - toluen CH_4O - C_7H_8	x	0,0	13,0	26,6	40,7	59,3	69,2	77,9	84,3	88,2	92,7	96,9	100,0				
	y	0,0	74,2	78,2	80,3	81,9	82,9	84,5	86,9	88,3	91,1	95,0	100,0				
	t	100,61	70,25	66,44	65,58	64,47	64,10	63,79	63,67	63,58	63,62	63,94	64,51				
Rượu metylic - cacbontetraclorua CH_4O - CCl_4	x	0,0	0,4	3,0	12,4	45,25	55,0	60,3	72,5	81,3	89,7	94,8	96,2	98,6	99,7	100,0	
	y	0,0	12,0	38,3	50,0	54,1	55,2	56,1	59,1	63,0	71,6	82,3	86,4	93,9	98,8	100,0	
	t	76,7	72,35	62,0	56,95	55,75	55,65	55,7	56,0	56,75	58,6	60,85	61,8	63,5	64,5	64,7	
Rượu etylic - etilentriclorua C_2H_6O - C_2HCl_3	x	1,44	2,60	11,3	52,0	62,8	71,6	80,8	82,2	85,0	86,8	88,6	92,7	94,4	96,4	97,7	
	y	10,0	31,8	42,0	52,5	55,0	56,4	62,6	64,6	65,7	70,0	75,2	82,2	84,8	88,9	92,1	
	t	83,4	76,6	71,6	70,8	70,9	71,0	71,4	71,7	72,2	72,7	73,0	74,2	75,0	75,6	76,2	
Rượu propylic - nitrometan C_3H_8O - CH_3NO_2	x	12,9	16,9	27,8	33,3	44,1	53,1	63,9	70,9	79,0	88,00	93,3					
	y	27,2	32,7	41,6	44,7	49,7	53,0	57,3	60,4	65,5	75,4	82,9					
	t	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-					
Cacbondisunfua - axeton CS_2 - C_3H_6O	x	0,00	1,90	4,76	13,40	18,58	29,12	37,98	44,77	53,60	65,30	78,94	80,23	87,99	96,83	100,00	
	y	0,00	8,32	18,56	35,10	44,30	52,75	57,40	59,80	62,70	66,10	70,50	72,30	76,00	88,60	100,0	
	t	56,2	54,0	51,4	46,6	44,0	41,4	40,3	39,8	39,3	39,1	39,3	39,6	40,5	43,5	46,30	
Cacbondisunfua - cacbontetraclorua CS_2 - CCl_4	x	0,00	2,96	6,15	11,06	14,35	25,85	39,08	53,18	66,30	75,74	86,04	100,00				
	y	0,00	8,23	15,55	26,60	33,25	49,50	63,40	74,70	82,90	87,80	93,20	100,00				
	t	76,7	74,9	73,1	70,3	68,6	63,8	59,3	55,3	52,3	50,40	8,5	46,3				
Toluen - clobenzyl C_7H_8 - C_7H_7Cl	x	0,00	6,75	13,24	25,57	37,06	47,81	57,87	67,33	76,22	84,60	92,51	100,00				
	y	0,00	26,16	46,24	72,02	81,56	87,42	91,90	95,40	97,64	99,04	99,64	100,00				
	t	178,0	169,5	161,5	148,8	138,6	130,5	123,4	117,6	114,0	111,8	110,5	110,0				
Toluen - fenol C_7H_8 - C_6H_6O	x	4,35	8,72	11,86	12,48	21,9	27,5	40,8	48,0	58,93	63,48	65,15					
	y	34,1	51,2	62,1	62,5	78,5	80,7	87,25	89,01	91,59	92,8	92,6					
	t	172,7	159,4	153,8	149,4	142,2	133,8	128,3	126,7	122,2	120,2	120,0					

Tiếp bảng IX.2b

Toluen - rượu isobutylic	x	0,0	15,0	33,3	44,1	55,0	58,8	63,8	68,2	76,2	80,3	84,4	87,0	89,7	96,5	100,0
C_7H_8 - $C_4H_{10}O$	y	0,0	26,7	42,1	48,0	53,6	54,4	57,0	59,8	64,1	67,4	71,2	73,6	77,3	87,0	100,0
	t	108,0	102,8	101,2	100,8	100,5	100,6	100,9	101,4	101,9	102,5	103,3	103,8	104,7	107,2	110,4
Cacbontetraclorua - benzen	x	0,00	13,64	21,57	25,73	29,44	36,34	40,57	52,69	62,02	72,23					
CCl_4 - C_6H_6	y	0,00	15,82	24,15	28,80	32,15	39,15	43,50	54,80	63,80	73,30					
	t	80,0	79,3	78,8	78,6	78,5	78,2	78,0	77,6	77,4	77,1					
Cacbontetraclorua - toluen	x	0,00	5,75	16,25	28,85	42,60	56,05	64,25	78,20	94,55						
CCl_4 - C_7H_8	y	0,00	12,65	31,05	49,35	64,25	75,50	81,22	89,95	97,35						
	t	110,04	-	-	-	-	-	-	-	75,9						
Cacbontetraclorua - metyl-etylxeton	x	0,0	7,5	15,3	23,8	31,0	41,3	47,6	60,8	66,4	71,4	79,9	85,5	95,0	100,0	
	y	0,0	10,9	20,6	30,0	37,4	46,2	51,6	62,0	66,3	70,0	77,1	82,0	92,9	100,0	
CCl_4 - C_4H_8O	t	79,55	78,35	76,90	75,85	75,10	74,25	73,95	73,85	73,70	73,80	74,15	74,60	75,80	76,75	
Cacbontetraclorua-etylaxetat	x	0,0	6,0	12,5	19,7	27,6	36,4	46,2	57,2	69,6	83,7	100,0				
	y	0,0	6,4	13,3	20,6	28,6	37,4	46,6	57,7	70,1	84,1	100,0				
CCl_4 - $C_4H_8O_2$	t	76,50	76,06	75,56	75,10	74,74	74,35	74,07	74,10	74,34	74,89	75,92				
Cacbontetraclorua -	x	0,00	3,22	6,96	11,37	16,64	23,04	31,00	41,13	55,67	72,94	100,00				
rượu etylic	y	0,00	16,64	26,47	35,44	43,50	49,78	53,58	56,88	59,72	66,91	100,00				
CCl_4 - C_2H_6O	t	77,91	74,82	72,44	70,25	68,35	66,64	65,32	64,42	63,88	64,30	75,92				
Cacbontetraclorua -	x	0,0	5,8	14,1	30,0	44,1	52,2	68,3	81,8	85,1	95,0	100,00				
rượu propylic	y	0,0	25,3	45,0	63,3	70,7	73,9	78,2	81,8	83,1	89,5	100,00				
CCl_4 - C_3H_8O	t	97,19	90,8	84,5	78,3	75,8	74,7	73,9	73,4	73,4	74,2	76,75				
Etilen triclorua - nitrometan	x	2,5	5,0	7,0	12,5	29,0	34,0	39,5	48,5	64,0	71,0	86,5				
	y	15,5	23,0	33,5	42,0	55,0	58,5	61,5	64,0	65,5	68,5	76,0				
C_2HCl_3 - CH_3NO_2	t	96,3	94,0	90,5	88,5	83,0	82,1	81,5	80,9	80,3	80,4	81,1				

$$y = Ax + B; \qquad (IX.21)$$

trong đó $A = \frac{R_x}{R_x + 1}$; $B = \frac{x_p}{R_x + 1}$.

8. Phương trình đường *nồng độ làm việc của đoạn chưng* có dạng:

$$x = \frac{R_x + 1}{R_x + L} y + \frac{L - 1}{L + R_x} x_w; \qquad (IX.22)$$

trong đó $L = \frac{G_F}{G_p}$.

Phương trình đường nồng độ làm việc của đoạn chưng cũng có dạng đường thẳng:

$$x = A' y + B; \qquad (IX.23)$$

trong đó $A' = \frac{R_x + 1}{R_x + L}$; $B' = \frac{L - 1}{L + R_x} x_w$.

Để đơn giản trong tính toán khi thiết lập các phương trình nồng độ làm việc ta đã coi lượng hơi và lỏng (tính bằng mol) không thay đổi theo chiều cao của tháp. Thực tế lượng hơi và lỏng trong tháp thay đổi theo chiều cao, cho nên nói một cách chính xác hơn thì các đường nồng độ làm việc của đoạn chưng và đoạn luyện không phải là đường thẳng.

§3. Chỉ số hồi lưu thích hợp

9. Chỉ số hồi lưu tối thiểu của tháp chưng luyện:

$$R_{xmin} = \frac{x_p - y^*_F}{y^*_F - x_F}; \qquad (IX.24)$$

trong đó y^*_F - nồng độ cấu tử dễ bay hơi trong pha hơi cân bằng với nồng độ trong pha lỏng x_F của hỗn hợp đầu.

10. Chỉ số hồi lưu làm việc thường được xác định qua chỉ số hồi lưu tối thiểu:

$$R_x = b.R_{xmin}; \qquad (IX.25)$$

trong đó b - hệ số dư.

Vấn đề chọn chỉ số hồi lưu thích hợp rất quan trọng, vì khi chỉ số hồi lưu bé thì số bậc của tháp lớn nhưng tiêu tốn hơi đốt ít, ngược lại khi chỉ số hồi lưu lớn thì số bậc của tháp có ít hơn nhưng tiêu tốn hơi đốt lại rất lớn.

11. Trong tính toán công nghiệp, tùy theo yêu cầu của mức độ chính xác ta có ba cách xác định chỉ số hồi lưu sau đây:

a) Để tính gần đúng ta có thể lấy chỉ số hồi lưu làm việc bằng:

$$R_x = (1{,}2 \div 2{,}5)R_{xmin}; \qquad (IX.25a)$$

hay

$$R_x = 1{,}3R_{xmin} + 0{,}3. \qquad \text{(IX.25b)}$$

b) Xác định chỉ số hồi lưu từ điều kiện thể tích tháp nhỏ nhất (không tính đến các chỉ tiêu kinh tế vận hành). Trong trường hợp này ta cần thiết lập quan hệ giữa chỉ số hồi lưu và thể tích của tháp $R_x - V$.

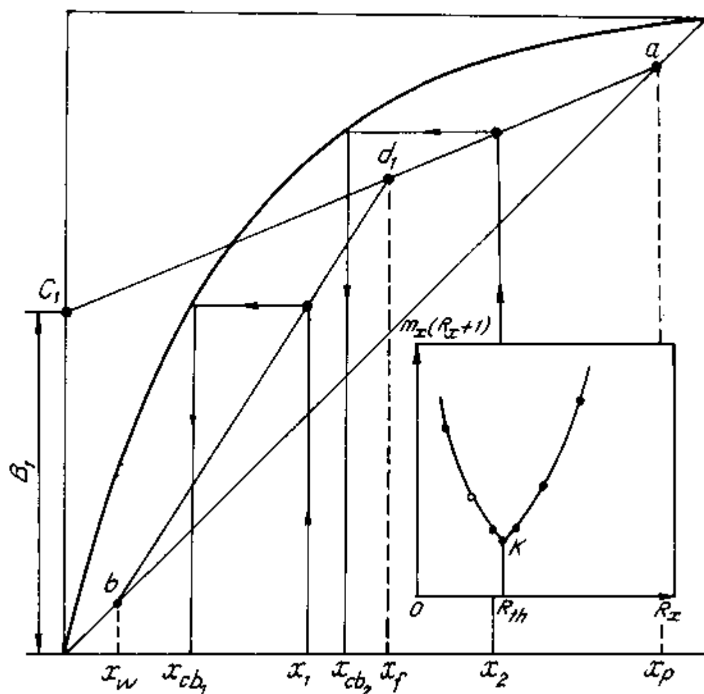
Cũng dễ dàng thấy rằng, thể tích làm việc của tháp tỉ lệ với tích số $m_x(R + 1)$ hay tích số $m_y(R_x + 1)$, trong đó m_x (hay m_y) là số đơn vị chuyển khối.

Vấn đề là phải xác định các trị số của m_x (hay m_y) ứng với các giá trị R_x khác nhau để thiết lập quan hệ phụ thuộc giữa R_x và $m_x(R_x + 1)$ trên đồ thị. Điểm cực tiểu của đường cong vẽ được sẽ cho ta giá trị thể tích thiết bị bé nhất, và ứng với điểm đó sẽ có chỉ số hồi lưu thích hợp R_{xth}.

Ví dụ đối với $R_{x1} > R_{xmin}$ ta vẽ đường làm việc của hai đoạn tháp (xem hình IX.4), từ đó ta xác định số đơn vị chuyển khối m_{x1} bằng phương pháp đồ thị tích phân (xem hình IX.6 và IX.7) theo công thức:

$$m_x = \int_{x_w}^{x_p} \frac{dx}{x - x_{cb}}. \qquad \text{(IX.26)}$$

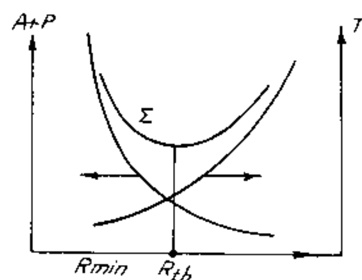
Cho lần lượt các giá trị R_x khác nhau ta sẽ thu được các giá trị m_x tương ứng. Quan hệ phụ thuộc $R_x - m_x(R_x - 1)$ được biểu thị bởi đồ thị trên hình IX.4. Điểm



Hình IX.4. Để xác định chỉ số hồi lưu thích hợp

cực tiểu là điểm ứng với chỉ số hồi lưu thích hợp R_{xth} mà ta cần tìm.

c) Để xác định chỉ số hồi lưu chính xác nhất ta phải tính đến chỉ tiêu kinh tế. Muốn thế ta phải xác định toàn bộ chi phí cho sản xuất của hệ thống với nhiều giá trị chỉ số hồi lưu khác nhau. Tổng chi phí sản xuất của hệ thống bao gồm: khấu hao giá thành thiết bị *A*, tiêu tốn sửa chữa *P*, tiêu tốn vận hành *T*.



Hình IX.5. Xác định giá trị số hồi lưu kinh tế nhất

Quan hệ giữa chi phí sản xuất và chỉ số hồi lưu biểu thị ở hình IX.5. Điểm cực tiểu của đường tổng chi phí Σ ứng với chỉ số hồi lưu thích hợp và tổng chi phí bé nhất.

B. CÁC PHƯƠNG PHÁP TÍNH CHIỀU CAO THIẾT BỊ HẤP THỤ VÀ CHƯNG LUYỆN

Trong kỹ thuật thường áp dụng một trong ba phương pháp sau đây:

1- Tính chiều cao thiết bị theo phương trình chuyển khối - động học của quá trình được biểu diễn qua hệ số chuyển khối, còn động lực được tính theo hiệu số nồng độ hay gián tiếp qua số đơn vị chuyển khối;

2- tính chiều cao theo số bậc thay đổi nồng độ - động học của quá trình được biểu diễn qua chiều cao tương đương với bậc thay đổi nồng độ lý thuyết (đối với tháp đệm) hay hiệu suất của đĩa (với tháp đĩa), còn động lực được tính gián tiếp qua số bậc thay đổi nồng độ lý thuyết (hay số đĩa lý thuyết);

3- Tính chiều cao theo số đơn vị chuyển khối - động học quá trình được biểu diễn qua chiều cao một đơn vị chuyển khối - động học quá trình được biểu diễn qua chiều cao một đơn vị chuyển khối (với tháp đệm) hay số đơn vị chuyển khối tương ứng với một đĩa (với tháp đĩa), còn động lực được tính theo số đơn vị chuyển khối chung toàn tháp.

§1. Tính chiều cao thiết bị theo phương trình chuyển khối

12. Đối với các loại thiết bị có bề mặt tiếp xúc pha liên tục ta dùng các công thức sau để xác định bề mặt tiếp xúc pha:

$$F = \frac{G_y}{K_y}\int\frac{dy}{\pm(y^* - y)} = \frac{G_y}{K_y} \,.\, m_y,\ \text{m}^2; \qquad \text{(IX.27a)}$$

hay

$$F = \frac{G_x}{K_x}\,.\int\frac{dx}{\pm(x - x^*)} = \frac{G_x}{K_x} m_x,\ \text{m}^2; \qquad \text{(IX.27b)}$$

trong đó G_y - lượng pha hơi, kmol/s; G_x - lượng pha lỏng, kmol/s; m_y - số đơn vị chuyển khối tính theo pha hơi; m_x - số đơn vị chuyển khối tính theo pha lỏng; K_y - hệ số chuyển khối tính theo pha hơi, kmol/m^2.s(Δy = 1); K_x - hệ số chuyển khối tính theo pha lỏng, kmol/m.s(Δx = 1); y^*, y - nồng độ cân bằng và nồng độ làm

việc trong pha hơi ở mặt cắt bất kỳ nào đấy, phần mol; x^*, x - nồng độ cân bằng và nồng độ làm việc trong pha lỏng ở mặt cắt bất kỳ nào đấy, phần mol.

Dấu cộng dùng cho chưng luyện; dấu trừ dùng cho hấp thụ.

Nếu đường cân bằng là đường thẳng ta có:

$$F = \frac{G}{K_x \Delta x_{tb}}; \qquad \text{(IX.28a)}$$

hay

$$F = \frac{G}{K_y \Delta y_{tb}}; \qquad \text{(IX.28b)}$$

trong đó G - lượng vật chất khuếch tán, kmol/s; Δx_{tb}, Δy_{tb} - động lực trung bình tính theo nồng độ pha lỏng và pha khí (hơi) khi đường cân bằng là đường thẳng.

13. Đối với các loại thiết bị có bề mặt tiếp xúc pha từng bậc thì động học quá trình thường được biểu thị qua *hệ số chuyển khối thể tích*. Tùy theo thứ nguyên của hệ số chuyển khối ta có các công thức sau:

a) Nếu thứ nguyên của hệ số chuyển khối là $\frac{\text{kmol}}{\text{m}^3 . \text{s}}(\Delta y = 1)$ và giá trị của nó là không đổi thì thể tích khu vực tiếp xúc pha (thể tích chuyển khối) tính theo công thức:

$$V = \frac{G_y}{K_{yv}} \int \frac{dy}{\pm(y^* - y)} = \frac{G_y}{K_{yv}} m_y; \qquad \text{(IX.29a)}$$

hay

$$V = \frac{G_x}{K_{xv}} \int \frac{dx}{\pm(x - x^*)} = \frac{G_x}{K_{xv}} m_x; \qquad \text{(IX.29b)}$$

trong hai công thức trên: V - thể tích chuyển khối, m^3; K_{yv} - hệ số chuyển khối thể tích tính theo pha hơi, $kmol/m^3.s(\Delta y = 1)$; K_{xv} - hệ số chuyển khối thể tích tính theo pha lỏng, $kmol/m^3.s(\Delta x = 1)$.

Dấu cộng (+) dùng cho chưng luyện, dấu trừ (−) dùng cho hấp thụ.

Khi đường làm việc và đường cân bằng là đường thẳng:

$$V = \frac{G}{K_{yv} \Delta y_{tb}}; \qquad \text{(IX.29c)}$$

hay là

$$V = \frac{G}{K_{kv} \Delta x_{tb}}; \qquad \text{(IX.29d)}$$

trong đó G - lượng vật chất khuếch tán, kmol/s; Δy_{tb}, Δx_{tb} - động lực trung bình tính theo nồng độ pha khí và pha lỏng khi đường cân bằng và đường làm việc làm đường thẳng.

Các công thức (IX.29a) ÷ (IX.29d) thường dùng đối với loại thiết bị sủi bọt. Ví dụ như đối với tháp đĩa, khi biết thể tích chuyển khối V và thể tích chuyển khối trên mỗi đĩa (bằng cách tính chiều cao lớp bọt, qua đó tính thể tích) ta tìm được số đĩa cần thiết để thực hiện quá trình chuyển khối.

b) Nếu thứ nguyên của hệ số chuyển khối là 1/s thì ta dùng công thức

$$H = \frac{\omega'_y}{K'_{y_v}} m_y; \qquad \text{(IX.29e)}$$

trong đó ω'_y - tốc độ hơi tương ứng với chế độ làm việc thích hợp, m/s (xem công thức IX.116); K'_{yv} - hệ số chuyển khối thể tích tính theo pha hơi, 1/s; m_y - số đơn vị chuyển khối tính theo pha hơi:

$$m_y = \int_{c_{y_1}}^{c_{y_2}} \frac{dc}{\pm(C_y - C_y^*)} \quad ;$$

C_y và C_y^* - nồng độ cấu tử phân bố trong pha hơi (khí) và nồng độ cân bằng của nó ở mặt cắt bất kỳ của thiết bị, kg/m^3.

Cận của tích phân lấy từ giá trị nhỏ đến giá trị lớn, dấu cộng dùng cho hấp thụ, dấu trừ dùng cho chưng luyện.

Công thức (IX.29e) thường dùng đối với tháp đệm.

Hệ số chuyển khối thể tích tính theo công thức (IX.34).

c) Chiều cao của lớp đệm trong tháp hấp thụ (khi đường làm việc và đường cân bằng đều là đường thẳng) có thể xác định theo công thức sau:

- Đối với khí dễ hòa tan:

$$H = \frac{G}{K'_{yv} f \Delta C_{ytb}} \quad ; \qquad \text{(IX.30)}$$

- Đối với khí khó hòa tan:

$$H = \frac{G}{K'_{xv} f \Delta C_{xtb}} \quad ; \qquad \text{(IX.31)}$$

trong đó G - lượng khí bị hấp thụ, kg/s; f - diện tích mặt cắt ngang của tháp, m^2; ΔC_{ytb}, ΔC_{xtb} - động lực trung bình lôgarit biểu thị bằng nồng độ trong pha khí C_y và nồng độ trong pha lỏng C_x; K'_{yv}, K'_{xv} - hệ số chuyển khối thể tích tính theo pha hơi (khí) và pha lỏng xác định theo công thức (IX.35) và (IX.36), 1/s.

14. Hệ số chuyển khối. Hệ số chuyển khối là lượng vật chất chuyển qua một đơn vị bề mặt trong một đơn vị thời gian khi hiệu số nồng độ bằng đơn vị.

Công thức chung để tính hệ số chuyển khối:

$$K_x = \frac{1}{\frac{1}{\beta_x} + \frac{1}{m\beta_y}} \quad ; \qquad \text{(IX.32)}$$

$$K_y = \frac{1}{\frac{1}{\beta_y} + \frac{m}{\beta_x}} \quad ; \qquad \text{(IX.33)}$$

trong đó m - hệ số phân bố vật chất phụ thuộc vào nhiệt độ, áp suất, nồng độ của các pha; β_y - hệ số cấp khối phía pha hơi (khí), kmol/m^2.s(Δy = 1) ; β_x - hệ số cấp khối phía pha lỏng, kmol/m^2.s(Δx = 1).

15. Hệ số chuyển khối thể tích đối với tháp đệm được xác định theo công thức [40.689]:

$$Nu = 0,035 Re_y^{0,8} P_r^{0,3} \qquad \text{(IX.34)}$$

trong đó

$$Nu' = \frac{K_{yv} d_{td}^2}{D_y} \; ; \; R_{cy} = \frac{\omega_y d_{td} \rho_y}{\mu_y} \; ; \; P_r = \frac{\mu_y}{\rho_y . D_y;} \; ;$$

D_y - hệ số khuếch tán của pha khí (hơi), m^2/s; d_{tb} - đường kính tương đương của đệm, m; ρ_y - khối lượng riêng của khí (hơi), kg/m^3; μ_y - độ nhớt của khí, N.s/m^2; K'_{yv} - hệ số chuyển khối thể tích, 1/s.

- Khi hấp thụ khí dễ hòa tan:

$$Nu'_y = 0,0315 \frac{d_{td}}{d_{tc}} Re_y^{0,8} (Pr_y)^{2/3} (1 + k). \qquad \text{(IX.35)}$$

- Khi hấp thụ khi khó hòa tan:

$$Nu'_x = 0,23 \frac{d_{td}}{d_{tc}} Re_x^{0,6} (Pr_x)^{2/3} . (1 + k). \qquad \text{(IX.36)}$$

trong đó $$Nu'_y = \frac{K'_{yv} d_{td}}{\sigma_d D_y} \; ; \; Nu'_x = \frac{K'_{xv} d_{td}}{\sigma_d D_x} \; ; \; Re_y = \frac{\omega_y d_{td} . \rho_y}{V_d . \mu_y} \; ;$$

$$Re_x = \frac{\omega_x d_{td} . \rho_x}{V_d \mu_x} \; ; \; Pr_y = \frac{\mu_y}{\rho_y D_y} \; ; \; Pr_x = \frac{\mu_x}{\rho_x D_x} \; ; \; d_{td} = \frac{4 V_d}{\sigma_d} \; ;$$

V_d - thể tích tự do của đệm, m^3/m^3; σ_d - bề mặt riêng của đệm; m^2/m^3; d_{tc} - đường kính tương đương của đệm tiêu chuẩn (25 x 25 x 3mm), m; ω_y - tốc độ của khí tính cho toàn bộ tiết diện ngang của tháp, m/s; ω_x - tốc độ của lỏng tính cho toàn bộ tiết diện ngang của tháp, m/s; D_y, D_x - hệ số khuếch tán của khí bị hấp thụ trong pha khí và trong pha lỏng, m^2/s; ρ_y, ρ_x - khối lượng riêng của khí và lỏng, kg/m^3; μ_x, μ_y - độ nhớt của lỏng và của khí, N.s/m^2; k = yếu tố trạng thái thủy động lực của hệ hai pha:

$$k = A_1 \left(\frac{G_x}{G_y}\right)^{0,405} \left(\frac{\rho_y}{\rho_x}\right)^{0.225} \left(\frac{\mu_x}{\mu_y}\right)^{0,045} ; \qquad \text{(IX.37)}$$

Ở đây A_1 - hệ số, xác định theo hình IX.26.

16. Hệ số cấp khối của quá trình hấp thụ

a) Hệ số cấp khối trong pha khí tính cho 1m^2 diện tích bề mặt làm việc của đĩa.

- Đối với đĩa chóp:

$$\beta_y = 4,47.10^{-4}\,\omega_y^{1,32}\Delta P_x, \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2.\text{s}.\dfrac{\text{kmol}}{\text{kmol}}}\ ; \qquad \text{(IX.38)}$$

- Đối với đĩa lỗ:

$$\beta_y = 3,03.10^{-4}\omega_y^{0,76}\,\Delta P_x, \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2.\text{s}\dfrac{\text{kmol}}{\text{kmol}}}\ . \qquad \text{(IX.39)}$$

b) Hệ số cấp khối trong pha lỏng tính cho $1m^2$ diện tích bề mặt làm việc của đĩa

- Đối với đĩa chóp:

$$\beta_x = 33,7.10^{-4}\omega_y^{0,79}\Delta P_x, \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2.\text{s}.\dfrac{\text{kmol}}{\text{kmol}}}\ ; \qquad \text{(IX.40)}$$

- Đối với đĩa lỗ:

$$\beta_x = \frac{33,7.10^{-4}\Delta P_x}{1,95\omega_y - 0,41}\ , \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2.\text{s}.\dfrac{\text{kmol}}{\text{kmol}}}\ ; \qquad \text{(IX.41)}$$

trong đó ω_y - tốc độ khí tính cho mặt cắt tự do của tháp, m/s; $\Delta P_x = \Delta P_đ - \Delta P_k$ - sức cản thủy lực của lớp chất lỏng trên đĩa, N/m^2; $\Delta P_đ$ - sức cản thủy lực chung của đĩa, xác định theo phương trình (IX.136); ΔP_k - sức cản của đĩa khô xác định theo phương trình (IX.137) và (IX.140) hoặc (IX.144).

17. Hệ số cấp khối của quá trình chưng luyện

a) Hệ số cấp khối trong pha hơi tính cho $1m^2$ diện tích làm việc của đĩa.

- Đối với đĩa chóp và gần đúng cho đĩa lỗ:

$$\beta_y = \frac{D_y}{22,4}\ (0,79Re_y + 11000), \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2.\text{s}.\dfrac{\text{kmol}}{\text{kmol}}}\ ; \qquad \text{(IX.42)}$$

trong đó D_y - hệ số khuếch tán trung bình trong pha hơi, m^2/s;

$$Re_y = \frac{\omega_y.h.\rho_y}{\mu_y}\ ;$$

ω_y - tốc độ hơi tính cho mặt cắt tự do của tháp, m/s;

h - kích thước dài, chấp nhận bằng 1 m;

ρ_y - khối lượng riêng trung bình của hơi, kg/m^3;

μ_y - độ nhớt trung bình, của hơi, $N/s/m^2$.

- Đối với đĩa không có ống chảy chuyền:

$$Nu'_y = A.Re_y^{0,9}Pr_y^{0,25}; \qquad \text{(IX.43)}$$

$Nu'_y = \frac{22,4\beta_y l_y}{D_y}$ - chuẩn số Nuyxen đối với pha hơi; $Re_y = \frac{\omega_y l_y \cdot \rho_y}{\mu_y}$ - chuẩn Râynôn đối với pha hơi; $Pr_y = \frac{\mu_y}{\rho_y D_y}$ - chuẩn Pran đối với pha hơi; $A = 1,1 \div 2$ - hệ số; $l_y = (\frac{2\delta}{\rho_x \cdot g})^{0,5}$ - kích thước dài; β_y - hệ số cấp khối trong pha hơi, $\frac{\text{kmol}}{\text{m}^2 . \text{s} . \frac{\text{kmol}}{\text{kmol}}}$;

D_y - hệ số khuếch tán trung bình trong pha hơi, m^2/s; μ_y - độ nhớt trung bình của pha hơi, $N.s/m^2$; ρ_y - khối lượng riêng trung bình của hơi, kg/m^3; ρ_x - khối lượng riêng trung bình của lỏng kg/m^3; σ - sức căng bề mặt, N/m.

b) Hệ số cấp khối trong pha lỏng:

- Đối với tháp chóp và tháp đĩa lỗ:

$$\beta_x = \frac{3800\ \rho_x D_x}{M_x . h} Pr_x^{0,62}, \frac{\text{kmol}}{\text{m}^2.\text{s}. \frac{\text{kmol}}{\text{kmol}}} ; \quad \text{(IX.44)}$$

$Pr_x = \frac{\mu_x}{\rho_x D_x}$ chuẩn số Pran đối với pha lỏng; μ_x - độ nhớt trung bình của lỏng, $N.s/m^2$; ρ_x - khối lượng riêng trung bình của lỏng, kg/m^3; D_x - hệ số khuếch tán trung bình trong pha lỏng, m^2/s; M_x - khối lượng mol trung bình của lỏng, kg/kmol; h = 1m - kích thước dài.

- Đối với đĩa không có ống chảy chuyền:

$$Nu'_x = 17 We_x^{0,5} Pr_x^{0,5} Ga_x^{0,7}; \quad \text{(IX.45)}$$

$Nu'_x = \frac{\beta_x l_x M_x}{\rho_x D_x}$ - chuẩn số Nuyxen khuếch tán trong pha lỏng;

$We_x = \frac{\sigma}{\rho_x g l_x^2}$ - chuẩn số Vêbe đối với pha lỏng;

$Pr_x = \frac{\mu_x}{\rho_x D_x}$ - chuẩn số Pran đối với pha lỏng;

$Ga_x = \frac{l_x^3 \rho_x^2 g}{m_x^2}$ - chuẩn số Galile đối với pha lỏng;

$l_x = \frac{\Delta P_t}{\rho_x g}$ - kích thước dài, m;

M_x - khối lượng mol trung bình của lỏng, kg/kmol;

ΔP_t - trở lực thủy tĩnh của lớp lỏng trên đĩa, N/m^2.

Các thông số khác xem chú thích ở công thức (IX.44).

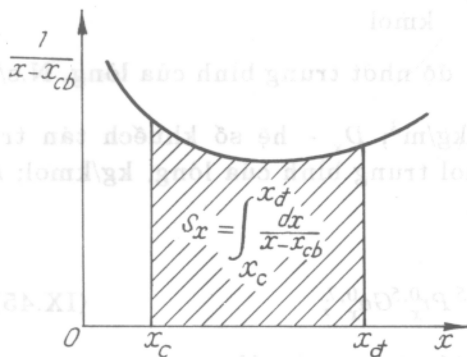
18. Động lực trung bình

Do động lực của quá trình thay đổi từ đầu đến cuối, vì vậy khi tính toán ta phải dùng động lực trung bình (tính cho trường hợp vật chất di chuyển từ pha ϕ_x sang ϕ_y).

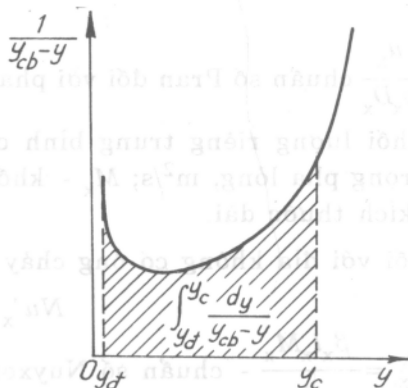
- Nếu đường cân bằng là đường cong thì tính động lực trung bình theo tích phân:

$$\Delta x_{tb} = \frac{x_d - x_c}{\int_{x_c}^{x_d} \frac{dx}{x - x_{cb}}} = \frac{\Delta x}{S_x} ; \qquad \text{(IX.46)}$$

$$\Delta x_{tb} = \frac{y_c - y_d}{\int_{y_c}^{y_d} \frac{dy}{y - y_{cb}}} = \frac{\Delta y}{S_y} ; \qquad \text{(IX.47)}$$



Hình IX.6. Để xác định Δx_{tb} của pha lỏng



Hình IX.7. Để xác định Δy_{tb} của pha hơi

Giải các tích phân trên bằng đồ thị.

- Nếu đường cân bằng là đường thẳng thì tính động lực trung bình theo lôgarit:

$$\Delta x_{tb} = \frac{\Delta x_1 - \Delta x_2}{2{,}3\lg \frac{\Delta x_1}{\Delta x_2}} ; \qquad \text{(IX.48)}$$

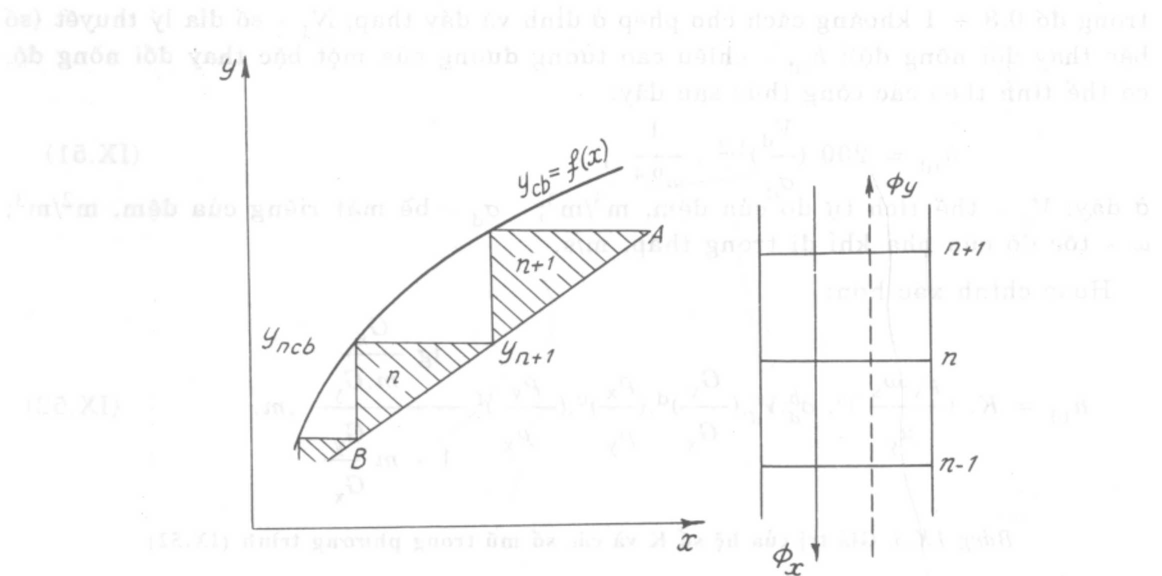
$$\Delta y_{tb} = \frac{\Delta y_1 - \Delta y_2}{2{,}3\lg \frac{\Delta y_1}{\Delta y_2}} ; \qquad \text{(IX.49)}$$

trong đó Δx_1, Δy_1 - động lực lớn; Δx_2, Δy_2 - động lực bé.

Phương pháp tính chiều cao theo phương trình chuyển khối khá phức tạp, bởi

vì cần phải thí nghiệm để tìm bề mặt tiếp xúc riêng, phải tính toán nhiều mới có được kết quả cần thiết. Tuy nhiên, nếu biết trước được hệ số chuyển khối và bề mặt tiếp xúc riêng thì phương pháp này trở nên đơn giản.

§2. Tính chiều cao thiết bị theo số bậc thay đổi nồng độ

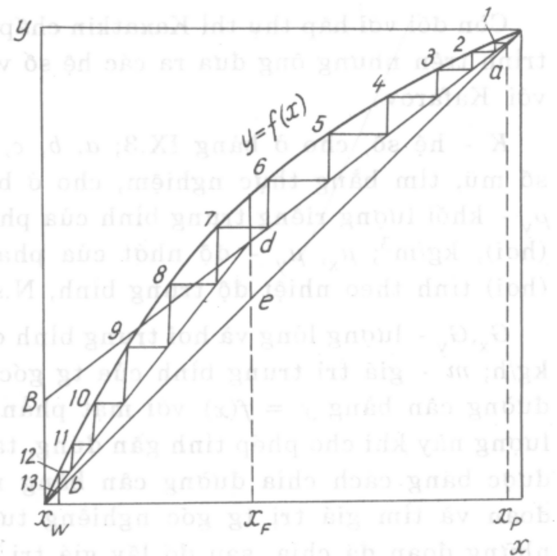


Hình IX.8. Định nghĩa bậc thay đổi nồng độ

19. Bậc thay đổi nồng độ là một khoảng thể tích nào đó của thiết bị, trong đó tiến hành quá trình chuyển khối sao cho nồng độ cấu tử phân bố giữa các pha khi đi ra khỏi nó y_{n+1} bằng nồng độ cân bằng của cấu tử khi đi vào nó y_{nch}.

20. Cách vẽ số bậc thay đổi nồng độ (xác định số đĩa lý thuyết). Trên đồ thị vuông, vẽ đường cân bằng và đường chéo góc $y = x$.

Từ điểm $a(x = y = x_p)$ ta vẽ đường song song với trục hoành cắt đường cân bằng tại một điểm, rồi từ giao điểm đó, ta vẽ đường thẳng song song với trục tung gặp đường nồng độ làm việc ở một điểm khác. Cứ tiếp tục vẽ các đường song song như vậy cho tới khi đến điểm $b(x = y = x_w)$ tức là $x \le x_w$ thì thôi. Kết quả ta nhận được 1 đường gấp khúc. Số tam giác tạo thành giữa đường gấp khúc và đường



Hình IX.9. Để xác định số bậc thay đổi nồng độ (số đĩa lý thuyết)

nồng độ làm việc là số bậc thay đổi nồng độ (tức là số đĩa lý thuyết).

Ta có thể xuất phát từ điểm *b* để vẽ mà kết quả vẫn không thay đổi.

21. Chiều cao tháp đệm. Chiều cao toàn tháp tính theo công thức sau:

$$H = N_1 . h_{td} + (0,8 \div 1),\ m\ ; \qquad (IX.50)$$

trong đó 0,8 ÷ 1 khoảng cách cho phép ở đỉnh và đáy tháp; N_1 - số đĩa lý thuyết (số bậc thay đổi nồng độ); h_{td} - chiều cao tương đương của một bậc thay đổi nồng độ, có thể tính theo các công thức sau đây:

$$h_{td} = 200\ \left(\frac{V_d}{\sigma_d}\right)^{1,2} . \frac{1}{\omega^{0,4}}\ ; \qquad (IX.51)$$

ở đây: V_d - thể tích tự do của đệm, m^3/m^3; σ_d - bề mặt riêng của đệm, m^2/m^3; ω - tốc độ của pha khí đi trong tháp, m/s.

Hoặc chính xác hơn:

$$h_{td} = K.\left(\frac{\rho_y.\omega_s}{\mu_y}\right)^a . \delta_d^b . V_d^c . \left(\frac{G_y}{G_x}\right)^d . \left(\frac{\rho_x}{\rho_y}\right)^e . \left(\frac{\rho_y}{\mu_x}\right)^f \frac{\lg \dfrac{G_x}{m.G_y}}{1 - m\dfrac{G_y}{G_x}}\ , m. \qquad (IX.52)$$

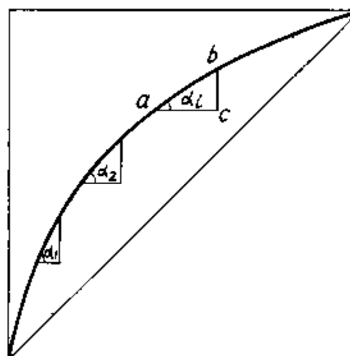
Bảng IX.3. **Giá trị của hệ số K và các số mũ trong phương trình (IX.52)**

Giá trị	K	a	b	c	d	e	f
Chưng luyện	176,4	0,2	-1,2	1	0,342	0,19	0,038
Hấp thụ	302,4	0,2	-1,2	1	0,405	0,225	0,045

Còn đối với hấp thụ thì Kaxatkin chấp nhận phương trình trên nhưng ông đưa ra các hệ số và số mũ khác với Kafarov.

K - hệ số, cho ở bảng IX.3; *a, b, c, d, e, f* - các số mũ, tìm bằng thực nghiệm, cho ở bảng IX.3; ρ_x, ρ_y - khối lượng riêng trung bình của pha lỏng và khí (hơi), kg/m^3; μ_x, μ_y - độ nhớt của pha lỏng và khi (hơi) tính theo nhiệt độ trung bình, $N.s/m^2$;

G_x,G_y - lượng lỏng và hơi trung bình đi trong tháp, kg/h; *m* - giá trị trung bình của tg góc nghiêng của đường cân bằng $y = f(x)$ với mặt phẳng ngang. Đại lượng này khi cho phép tính gần đúng, ta có thể nhận được bằng cách chia đường cân bằng ra làm nhiều đoạn và tìm giá trị tg góc nghiêng tương ứng của những đoạn đã chia, sau đó lấy giá trị trung bình.



Hình IX.10. Xác định hệ số phân bố *m*

$$m = \frac{m_1 + m_2 + \dots + m_i}{i}\ ; \qquad (IX.53)$$

m_1, m_2, m_i - giá trị tg góc nghiêng tương ứng với những đoạn trên đường cân bằng

i - số đoạn được chia (thường $i = 3 \div 6$). Ví dụ:

$$m_i = \text{tg}\alpha_i = \frac{b.c}{a.c} = \frac{y_b - y_c}{x_c - x_a}.$$

22. Chiều cao của tháp đĩa:

$$H = N_t(H_d + \delta) + (0{,}8 \div 1), \text{ m}; \qquad (IX.54)$$

trong đó N_t - số đĩa thực tế; δ - chiều dày của đĩa, m; $0{,}8 \div 1$ - khoảng cách cho phép ở đỉnh và đáy thiết bị; H_d - khoảng cách giữa các đĩa, m. Đại lượng này là một trong những yếu tố chủ yếu ảnh hưởng lên hiệu suất làm việc của đĩa. Nếu khoảng cách quá ngắn thì chất lỏng bị bắn từ đĩa dưới lên đĩa trên nhiều lần xáo trộn chế độ làm việc của đĩa trên; ngược lại khoảng cách H_d quá lớn thì lãng phí. Vì thế phải chú ý chọn hoặc tính khoảng cách giữa các đĩa cho thích hợp.

Khoảng cách H_d có thể chọn theo các bảng sau.

Bảng IX.4a. **Quan hệ giữa đường kính và khoảng cách giữa các đĩa**

Khoảng cách giữa các đĩa H_d, mm / Loại tháp	Đường kính trong của tháp D_1, mm: 500	600	700	800	900	1000	1200	1400	1600	1800	2200	2600	3000
Chóp làm bằng thép	200 - 250		300 - 350				400 - 450		500 - 550		600	-	-
Đĩa làm bằng thép						300 - 350		400 - 450		500 - 550		600 - 700	
Đĩa làm bằng gang							300 - 350		400 - 450		60	-	-

Bảng IX.4b. **Quan hệ giữa đường kính và khoảng cách giữa các đĩa của tháp chóp làm bằng đồng**

Đường kính tháp D, mm	500		600	700		800	900	1000	1200		1400	1500	1600	1800		2000	
Khoảng cách giữa các đĩa H_d, mm	170		200			170			200			240		200		240	
Khoảng cách giữa hai mặt bích, mm	850	1190	800	1000	1200	850	1190	1700	1000	1200	2000	1200	1680	1000	1200	1200	1680
Số đĩa giữa hai bích, n_d	5	7	4	5	6	5	7	10	5	6	10	5	7	5	6	5	7

Bảng IX.5. **Khoảng cách giữa hai đĩa và số đĩa giữa hai mặt bích**

Đường kính trong của tháp D, mm	Khoảng cách giữa hai mặt nối bích, mm	Khoảng cách giữa hai đĩa $H_đ$, m	Số đĩa giữa hai mặt bích, $n_đ$
400	800 ; 1000	200 ; 250	4
500	900 ; 1150	300 ; 350	3
600	1200 ; 1350	400 ; 450	
800	800 ; 1000	200 ; 250	4
	1200 ; 1400	300 ; 350	
	1600 ; 1800	400 ; 450	
	1500	500	3
1000	1400 ; 1750	200 ; 250	7
	1800 ; 2100	300 ; 350	6
	2000 ; 2250	400 ; 450	5
	2000	500	4
	1800	600	3
1400 ; 1600	2000	400	5
	3000	500	6
	4200	600	7
1800 ; 2200 2600 ; 3000	4000	400	10
		500	8
	4200	600	7

23. **Xác định số đĩa thực tế theo hiệu suất trung bình:**

$$N_t = N_l/\eta_{tb} \; ; \qquad \text{(IX.59)}$$

trong đó N_l - số bậc thay đổi nồng độ hoặc là số đĩa lý thuyết; η_{tb} - hiệu suất trung bình của thiết bị:

$$\eta_{tb} = \frac{\eta_1 + \eta_2 + \eta_2 + \eta_3 + ... + \eta_n}{n} ; \qquad (IX.60)$$

η_1, η_2...–hiệu suất của các bậc thay đổi nồng độ; n - số vị trí tính hiệu suất.

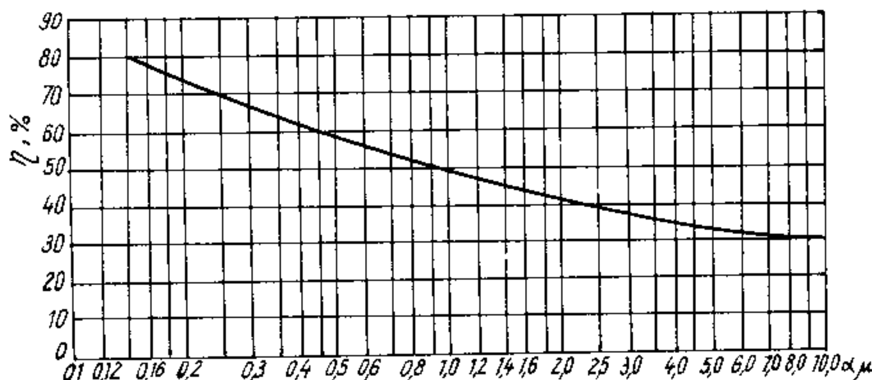
η_{tb} là một hàm số của độ bay hơi tương đối của hỗn hợp và độ nhớt của hỗn hợp lỏng: $\eta_{tb} = f(\alpha, \mu)$.

Trong chưng luyện, người ta tính độ bay hơi tương đối như sau:

$$\alpha = \frac{y}{1 - y} \cdot \frac{1 - x}{x} ; \qquad (IX.61)$$

trong đó y, x - nồng độ phần mol của cấu tử dễ bay hơi trong pha hơi và pha lỏng; α - độ bay hơi tương đối của hỗn hợp; μ - độ nhớt của hỗn hợp lỏng, N.s/m^2.

Khi tính được tích số $(\alpha.\mu)$. Ta tra đồ thị để tìm hiệu suất trung bình (xem hình IX.11).



Hình IX.11. Xác định hiệu suất trung bình của thiết bị

Hiệu suất của thiết bị dao động trong khoảng 0,2 ÷ 0,9.

24. Xác định số đĩa thực tế theo phương pháp vẽ đường cong động học (hay còn gọi là đường cong phụ).

Phương pháp này có tính đến động học quá trình. Đây là một trong những phương pháp chính xác nhất dùng để tính tháp đĩa. Điều khó khăn chủ yếu của phương pháp này là đôi khi thiếu số liệu để tính các hệ số cấp khối.

Có hai phương án tính số đĩa:

- khi hệ số chuyển khối thay đổi không tính đến ảnh hưởng kéo theo chất lỏng;

- khi hệ số chuyển khối thay đổi (hoặc không đổi) có tính đến ảnh hưởng của sự kéo theo chất lỏng.

a) Tính toán khi hệ số chuyển khối thay đổi không tính đến ảnh hưởng kéo theo chất lỏng. Thừa nhận rằng đối với đĩa không lớn lắm (đường kính bé hơn 1m) chỉ

có sự biến đổi nồng độ hơi hay khí ($y_{n+1} \rightarrow y_n$) trên mỗi đĩa, còn nồng độ chất lỏng x_n thực tế coi như không đổi trong tất cả các điểm của đĩa. Đối với các đĩa có đường kính lớn thì thực tế sẽ có sự biến đổi nồng độ của pha lỏng trên mỗi đĩa.

Do đó nếu trong tính toán không kể đến sự biến đổi này thì sẽ được kết quả lớn hơn một chút.

Số đơn vị chuyển khối của một đĩa:

$$m_{yT} = \pm \frac{y_n - y_{n+1}}{\Delta y_{n_T}} \quad .$$

Trong công thức trên: dấu + dùng cho chưng luyện, dấu — dùng cho hấp thụ.

Động lực trung bình của cùng đĩa đó:

$$\Delta y_{n_T} = \pm \frac{y_n - y_{n+1}}{ln \dfrac{y_n^* - y_{n+1}}{y_n^* - y_n}} \; . \qquad \text{(IX.62)}$$

Từ hai biểu thức trên ta rút ra công thức xác định số đơn vị chuyển khối trong điều kiện thành phần pha lỏng trên đĩa không đổi:

$$m_{yT} = \frac{y_n^* - y_{n+1}}{y_n^* - y_n} \, ; \qquad \text{(IX.63)}$$

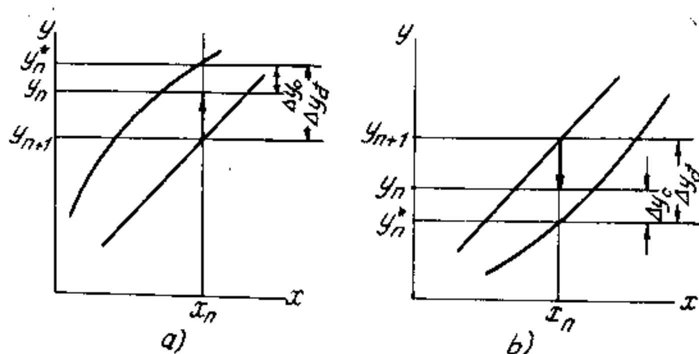
hay

$$\frac{y_n^* - y_{n+1}}{y_n^* - y_n} = e^{m_{yT}} = C_y ; \qquad \text{(IX.64)}$$

trong đó y_{n+1} - nồng độ pha hơi (khí) đi vào đĩa; y_n - nồng độ pha hơi (khí) ra khỏi đĩa; y_n^* - nồng độ của pha hơi (khí) cân bằng với lỏng trên đĩa có nồng độ x_n.

Xác định số đĩa thực tế bằng đường cong phụ theo các bước sau:

- Vẽ đường cong cân bằng $y_{cb} = f(x)$ và xây dựng đường nồng độ làm việc ứng với chỉ số hồi lưu thích hợp.



Hình IX.12. Sự thay đổi của nồng độ hơi và động lực Δy trên đĩa: a) khi chưng luyện; b) khi hấp thụ

- Dựng các đoạn thẳng A_1C_1, A_2C_2... tại các điểm có hoành độ x tùy ý, song song với trục tung.

- Tại mỗi giá trị của x tìm tg của góc nghiêng của đường cân bằng:

$$m = \frac{y_{cb} - y}{x - x_{cb}} ;$$

các đại lượng y, y_{cb}, x, x_{cb} tìm trên hình IX.13.

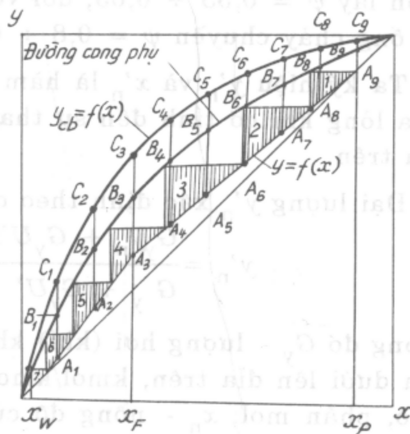
- Tính hệ số cấp khối β_y và β_x theo các công thức (IX.38) ÷ (IX.45) và theo công thức (IX.33) tính K_y đối với tất cả các giá trị của x.

- Tính số đơn vị chuyển khối đối với mỗi đĩa trong pha hơi theo công thức sau đây [15.12, 40.678]:

$$m_{y_T} = \frac{y_n - y_{n+1}}{\Delta y_{n_T}} = \frac{K_y f}{G_y} ; \qquad \text{(IX.65a)}$$

$$\text{hay } m_{y_T} = \frac{22,4(273 + T_{tb})P_o \varphi . K_y}{3600 \omega_y 273.P} ; \qquad \text{(IX.65)}$$

trong đó T_{tb} - nhiệt độ trung bình của đoạn luyện hay đoạn chưng này của tháp hấp thụ, ^oC; p_o, p - áp suất ở điều kiện 0^oC và ở T_{tb}; ω_y - tốc độ của hơi (hay khí) đi qua mặt cắt tự do của thiết bị, m/s; $\varphi = f/F$ tỉ số giữa điện tích làm việc của đĩa và mặt cắt tự do của thiết bị; đối với tháp chóp: $f = F - (f_h.n + m.f_{ch})$, đối với tháp đĩa lưới có ống chảy chuyền: $f = F - m.f_{ch}$, đối với tháp đĩa lưới không có ống chảy chuyền $f = F$, ở đây f_h - mặt cắt ngang của ống hơi, m^2; f_{ch} - mặt cắt ngang các ống chảy chuyền, m^2; n, m - số ống hơi và ống chảy chuyền trên mỗi đĩa.



Hình IX.13. Xác định số đĩa thực tế của quá trình chưng luyện khi không tính đến ảnh hưởng kéo theo chất lỏng

- Xác định C_y theo công thức (IX.64) cho mỗi giá trị của x.

- Tìm đoạn $\overline{BC}$ theo công thức sau:

$$\overline{BC} = \frac{\overline{AC}}{C_y} .$$

- Vẽ đường cong phụ đi qua các điểm B_1, B_2,..B_n.

- Vẽ số bậc nằm giữa đường cong phụ và đường làm việc. Số bậc (số tam giác tạo thành) là số đĩa thực tế của tháp.

b) Tính toán khi hệ số chuyển khối thay đổi có kể đến ảnh hưởng kéo theo chất lỏng

Chất lỏng bắn từ đĩa dưới lên đĩa trên sẽ làm giảm động lực của quá trình. Lượng chất lỏng bị bắn từ đĩa dưới lên đĩa trên U có thể xác định theo công thức sau:

$$U = (A\omega_y^2 - 1)^2.B, \ \frac{\text{kg chất lỏng;}}{\text{kg hơi (khí)}}; \qquad \text{(IX.66)}$$

$$A = \frac{K_k^2.\rho_y}{2gh_1\rho_x}; \quad B = \frac{0,2\sqrt{h_c.h_1}}{\rho_y.\omega_y};$$

trong đó ω_y - tốc độ hơi (khí) đi qua mặt cắt tự do của tháp, m/s; $h_1 = H_d - h_c$ - chiều cao khoảng phân ly, m; H_d - khoảng cách giữa các đĩa, m; h_c - chiều cao cửa tràn, m; $K_k = 80/\psi$ - hệ số phụ thuộc kết cấu của đĩa; ψ - đại lượng biểu thị ảnh hưởng của kết cấu đĩa: với đĩa lưới, đĩa lỗ lấy $\psi = 0,7 \div 0,85$; với đĩa chóp tròn lấy $\psi = 0,55 \div 0,65$; đối với đĩa chóp dài $\psi = 0,35 \div 0,5$; còn với đĩa không có ống chảy chuyền $\psi = 0,8 \div 0,85$. Khi tính thường chọn ψ theo giá trị nhỏ.

Ta ký hiệu y'_n và x'_n là hàm lượng của cấu tử phân bố trong pha hơi (khí) và pha lỏng khi có tính đến sự thay đổi cân bằng vật chất do chất lỏng bị mang lên đĩa trên.

Đại lượng y'_n xác định theo công thức [40.679]:

$$y'_n = \frac{G_y y_n + G_y U' x_n}{G_y + G_y U'} = \frac{y_n + U' x_n}{1 + U'}; \qquad \text{(IX.67)}$$

trong đó G_y - lượng hơi (khí) khô từ đĩa bốc lên, kmol/s; U' - lượng lỏng mang từ đĩa dưới lên đĩa trên, kmol/kmol hơi khô; y_n - nồng độ cấu tử phân bố trong hơi khô, phần mol; x_n - nồng độ của cấu tử phân bố trong pha lỏng được mang lên đĩa trên, phần mol.

Tại mỗi giá trị bất kỳ tự chọn của x tính y' và tính hiệu số $\Delta y = y - y'$.

Sau khi đã vẽ đường cong phụ B_1, B_2, B_3... cho trường hợp không tính đến chất lỏng bắn lên đĩa trên, từ các điểm B_1, B_2, B_3... lấy các đoạn B_1E_1, B_2E_2, B_3E_3... bằng các giá trị Δy tương ứng, nối các điểm E_1, E_2, E_3 ... ta được đường cong phụ cho trường hợp có tính đến lượng chất lỏng bắn lên đĩa trên. Vẽ số bậc giữa đường cong phụ này và đường nồng độ làm việc ta sẽ được số đĩa thực tế đúng bằng số bậc.

Chú ý: nếu hệ số chuyển khối thay đổi từ đầu đến cuối tháp thì tỉ số $\frac{AC}{BC}$ thay đổi, lúc đó ta phải xác định số đơn vị chuyển khối cho từng bậc.

- Nếu hệ số chuyển khối không đổi từ đầu đến cuối tháp thì tỉ số AC/BC không đổi ta chỉ cần xác định số đơn vị chuyển khối của một bậc.

- Ngoài ra người ta có thể xác định số đơn vị chuyển khối bằng cách vẽ đồ thị. Khi đường cân bằng là đường cong thì m_{xT} và m_{yT} được xác định như sau:

$$m_{x_T} = \int_{x_{n+1}}^{x_n} \frac{dx}{x - x_{cb}};$$

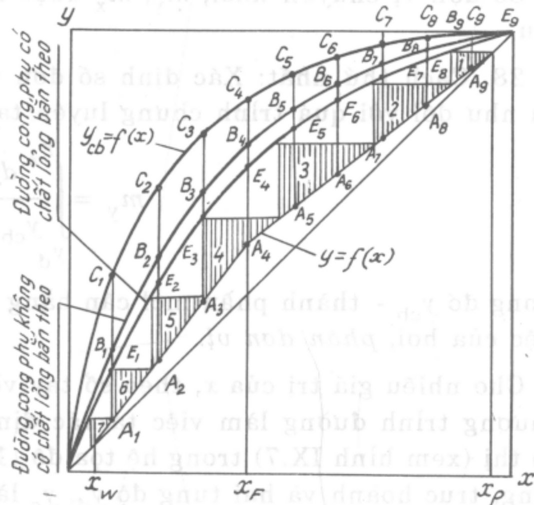
$$m_{y_T} = \int_{y_n}^{y_{n+1}} \frac{dy}{y_{cb} - y}.$$

Khi đường cân bằng là đường thẳng thì m_{xT}, m_{yT}, được xác định như sau:

$$m_{xT} = \ln \frac{x_n - x_{ncb}}{x_{n+1} - x_{ncb}};$$

$$m_{yT} = \ln \frac{y_{ncb} - y_n}{y_{ncb} - y_{n-1}}.$$

Giải các tích phân này bằng đồ thị ta có giá trị của m_{xT} và m_{yT}.



Hình IX.14. Xác định số đĩa thực tế đối với quá trình chưng luyện có tính đến ảnh hưởng kéo theo chất lỏng

§3. Tính chiều cao thiết bị theo số đơn vị chuyển khối

25. Đối với tháp đệm, chiều cao làm việc của tháp được xác định theo công thức sau:

$$H = h_{d.v}.m_y, \text{ m}; \qquad \text{(IX.68)}$$

hay

$$H = h_{d.v}.m_x, \text{ m}; \qquad \text{(IX.69)}$$

trong đó $h_{d.v}$ - chiều cao của một đơn vị chuyển khối, m; m_y, m_x - số đơn vị chuyển khối xác định theo nồng độ trong pha hơi (khí) và pha lỏng.

26. Đối với tháp đĩa: xác định số đĩa theo phương pháp xây dựng đường cong phụ.

27. Để tính gần đúng số đơn vị chuyển khối ta có thể áp dụng các công thức sau đây [40.674]:

Khi hấp thụ:

$$m_y = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dY}{Y - Y_{cb}}; \qquad \text{(IX.70)}$$

$$m_x = \int_{X_1}^{X_2} \frac{dX}{X_{cb} - X} \qquad \text{(IX.71)}$$

Khi chưng luyện:

$$m_y = \int_{y_1}^{y_2} \frac{dy}{y_{cb} - y}; \qquad \text{(IX.72)}$$

$$m_x = \int_{x_1}^{x_2} \frac{dx}{x - x_{cb}} \qquad \text{(IX.73)}$$

Số đơn vị chuyển khối, m_y, m_x được xác định theo một trong hai phương pháp sau

28. Cách thứ nhất: Xác định số đơn vị chuyển khối bằng *tích phân đồ thị;* ví dụ như đối với quá trình chưng luyện ta có:

$$m_y = \int_{y_d}^{Y_x} \frac{dy}{y_{cb} - y}; \qquad \text{(IX.74)}$$

trong đó y_{cb} - thành phần mol cân bằng của hơi, *phần đơn vị*; y - thành phần làm việc của hơi, *phần đơn vị*.

Cho nhiều giá trị của x, theo sổ tay về số liệu cân bằng ta xác định y_{cb} và theo phương trình đường làm việc ta xác định y. Tính giá trị $1/(y_{cb} - y)$ và xây dựng đồ thị (xem hình IX.7) trong hệ tọa độ $(1/y_{cb} - y) - y$. Diện tích giới hạn bởi đường cong, trục hoành và hai tung độ y_d, y_c là số đơn vị chuyển khối cần tìm (trong đó y_d, y_c là nồng độ đầu và cuối của hơi).

29. Cách thứ hai: xác định số đơn vị chuyển khối theo *phương pháp thể tích đơn vị* (hay còn gọi là phương pháp đồ thị đơn giản).

Thể tích đơn vị là một khoảng thể tích của thiết bị, trong đó sự biến thiên nồng độ của cấu tử phân bố trong pha nào đấy bằng động lực trung bình trong giới hạn khoảng thể tích đó. Ví dụ, tính toán đối với quá trình hấp thụ:

Đối với thể tích đơn vị $Y_2 - Y_1 = (Y - Y_{cb})_{tb}$ do đó:

$$m_{yv} = \int_{Y_1}^{Y_2} \frac{Y_2 - Y_1}{(Y - Y_{cb})_{tb}} = 1.$$

Giá trị của tích phân $\int_{Y_1}^{Y_2} \frac{dY}{(Y - Y_{cb})_{tb}}$ đối với toàn tháp bằng số thể tích đơn vị.

Xác định số thể tích đơn vị trên đồ thị Y - X theo các bước sau:

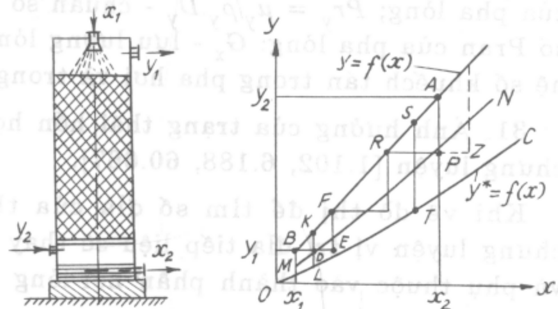
- Xây dựng đường cân bằng OC (hình IX.15), đường làm việc AB, vẽ đường MN. chia đều các tung độ giữa đường làm việc và đường cân bằng.

- Từ B kẻ đường nằm ngang cắt đường MN ở D và kéo dài đến điểm E sao cho $\overline{BD} = \overline{DE}$.

- Từ E kẻ đường song song với trục tung cắt đường cân bằng ở F; từ hai tam giác đồng dạng ta có $\overline{EF}/\overline{KD} = \overline{BE}/\overline{BD}$; mặt khác theo cách vẽ đồ thị ta có $KD = KL/2$ và $\overline{BE} = 2\overline{BD}$, từ đó có: $\overline{EF} = \overline{KD}\,\frac{\overline{BE}}{\overline{BD}} = \frac{\overline{KL}}{2} \cdot \frac{2\overline{BD}}{\overline{BD}}$; rút ra $\overline{EF} = \overline{KL}$, nghĩa là bậc BFE tương ứng với một phần thiết bị nào đó mà nồng độ làm việc thay đổi trong pha khí là EF, còn trong pha lỏng là BE. Kh đó sự biến đổi nồng độ làm việc $\overline{EF}$ bằng động lực trung bình trên phần đó KL. Vì vậy bậc BFE tương ứng với một đơn vị chuyển khối. Tương tự xây dựng từ F ta có bậc khác cho đến khi vượt qua điểm A tại bậc cuối cùng có $\overline{RZ} > \overline{RP}$ thì số đơn vị chuyển khối ở bậc cuối cùng

bằng tỷ số $\overline{AP}/\overline{ST}$ trong đó $\overline{ST}$ chia đôi đoạn $\overline{RP}$.

Chú ý: phương pháp xác định số đơn vị chuyển khối theo thể tích đơn vị chỉ áp dụng khi đường cong cân bằng không khác đường thẳng nhiều lắm, nếu đường cân bằng quá cong thì dùng phương pháp tích phân đồ thị.



Hình IX.15. Xác định số đơn vị chuyển khối theo số đơn vị thể tích (quá trình hấp thụ)

30. Chiều cao của một đơn vị chuyển khối của tháp đệm phụ thuộc vào đặc trưng của đệm và trạng thái pha và được xác định theo công thức sau [1.28, 48.375]:

$$h_{dv} = h_1 + \frac{mG_y}{G_x} h_2; \quad \text{(IX.75)}$$

trong đó h_1 - chiều cao của một đơn vị chuyển khối đối với pha hơi; h_2 - chiều cao của một đơn vị chuyển khối đối với pha lỏng;

$$h_1 = \frac{V_d}{a.\psi\sigma_d} \mathrm{Re}_y^{0,25} . Pr_y^{2/3}, \text{ m}; \quad \text{(IX.76)}$$

$$h_2 = 256\left(\frac{\mu_x}{\rho_x}\right)^{2/3} . \mathrm{Re}_x^{0,25} . Pr_x^{0,5}, \text{ m}; \quad \text{(IX.77)}$$

a - hệ số phụ thuộc vào dạng đệm: với đệm vòng a = 0,123; với đệm gỗ a = 0,152; μ_x - độ nhớt của pha lỏng , N.s/m^2; V_d - thể tích tự do của đệm (xem bảng IX.8); ρ_x - khối lượng riêng của lỏng, kg/m^3; ψ - hệ số thấm ướt của đệm, nó phụ thuộc vào tỷ số giữa mật độ tưới thực tế lên tiết diện ngang của tháp và mật độ tưới thích hợp, xác định bằng đồ thị (hình IX.16). Các ký hiệu trên đồ thị:

$U_{tt} = \frac{V_x}{F_t}$ - mật độ tưới thực tế, m^3/m^2.h;

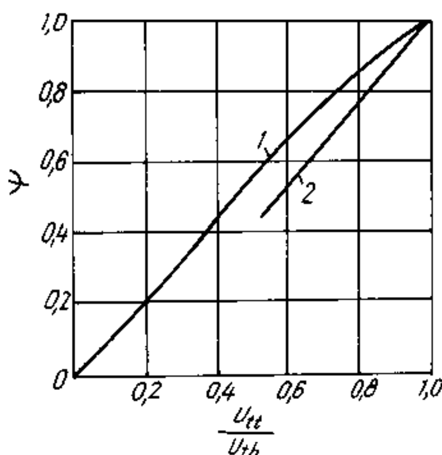
$U_{t.h} = B.\sigma_d$ - mật độ tưới thích hợp, m^3/m^2.h;

Bảng IX.6. **Giá trị hệ số B** [32.610]

Quá trình	B, m^3/m.h
Hấp thụ amoniac bằng nước	0,158
Hấp thụ hơi chất lỏng hữu cơ bằng nước	0,093
Hấp thụ hơi chất lỏng hữu cơ bằng dầu hỏa	0,024
Chưng luyện	0,065

ở đây V_x - lưu lượng thể tích của chất lỏng m^3/h; F_t - diện tích mặt cắt tháp, m^2;σ_d - bề mặt riêng của đệm, m^2/m^3; B - hằng số, tra theo bảng IX.6, $m^3/m.h$; $Re_y = 0,4\rho_y\omega_s/\mu_y\sigma_d$ - chuẩn số Râynôn của pha hơi; $Re_x = 0,04G_x/F_t\sigma_d\mu_x$ - chuẩn số Râynôn của pha lỏng; $Pr_y = \mu_y/\rho_y.D_y$ - chuẩn số Pran của pha hơi; $Pr_x = \mu_x/\rho_x.D_x$ - chuẩn số Pran của pha lỏng: G_x - lưu lượng lỏng, kg/s; G_y - lưu lượng hơi, kg/s; D_y, D_x - hệ số khuếch tán trong pha hơi và trong pha lỏng, m^2/s.

31. Ảnh hưởng của trạng thái hỗn hợp đầu lên vị trí đĩa tiếp liệu trong tháp chưng luyện [1.102, 6.188, 60.667].



Hình IX.16. Hệ số thấm ướt của đệm ψ: 1- đệm vòng; 2- đệm vi gỗ

Khi vẽ đồ thị để tìm số đĩa của tháp chưng luyện vị trí đĩa tiếp liệu sẽ thay đổi và phụ thuộc vào thành phần hơi-lỏng của hỗn hợp.

Để giải quyết vấn đề trên, ta dựa vào phương trình cân bằng vật liệu và cân bằng nhiệt lượng của đĩa tiếp liệu.

Cân bằng vật liệu:

$$F + G_x + G'_y = G_y + G'_x; \qquad \text{(IX.78)}$$

trong đó F - lượng hỗn hợp đầu, kg/h; G_x - lượng lỏng đi từ đĩa trên vào đĩa tiếp liệu, kg/k; G'_y - lượng hơi đi từ đĩa dưới vào đĩa tiếp liệu, kg/h; G_y - lượng hơi đi ra khỏi đĩa tiếp liệu, kg/h; G'_x - lượng lỏng đi ra khỏi đĩa tiếp liệu, kg/h.

Nếu chấp nhận hàm nhiệt ở đĩa trên và đĩa dưới của đĩa tiếp liệu là không đổi (thực tế thay đổi rất ít) thì ta có phương trình cân bằng nhiệt lượng sau:

$$F.i_F + G_x.i_x + G'_y.i_y = G_y.i_y + G'_x.i_x; \qquad \text{(IX.79)}$$

trong đó i_F, i_y, i_x - hàm nhiệt của hỗn hợp đầu, của hơi và lỏng, J/kg.

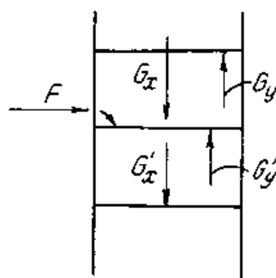
Từ (IX.79) ta có:

$$i_F = \frac{G_y - G'_y}{F} i_y - \frac{G_x - G'_x}{F} i_x; \qquad \text{(IX.80)}$$

gọi $q = \dfrac{G_x - G'_x}{F}$ là sự thay đổi lượng lỏng khi đi từ đoạn luyện xuống đoạn chưng, ta có sự thay đổi lượng hơi khi đi từ đoạn chưng lên đoạn luyện đối với một đơn vị của hỗn hợp đầu:

$$1 + \frac{G_x - G'_x}{F} = \frac{G_y - G'_y}{F} \quad ;$$

hay
$$1 + q = \frac{G_y - G'_y}{F}; \qquad \text{(IX.81)}$$



Hình IX.17. Để thành lập phương trình cân bằng nhiệt lượng của đĩa tiếp liệu

thay (IX.81) vào (IX.80) giải ra ta được: $q = \frac{i_F - i_y}{i_y - i_x}$. (IX.82)

Nhờ phương trình (IX.82) ta có thể tìm được sự thay đổi lượng lỏng khi đi từ đoạn luyện xuống đoạn chưng nếu biết được hàm nhiệt của hỗn hợp đầu, của hơi và của lỏng. Biết giá trị q cũng biết được sự thay đổi lượng hơi khi đi từ đoạn chưng lên đoạn luyện.

Ta thấy hiệu số của lượng lỏng và lượng hơi của đoạn chưng và đoạn luyện phụ thuộc vào hàm nhiệt, nghĩa là phụ thuộc vào trạng thái nhiệt động của hỗn hợp đầu, như:

hỗn hợp đầu đi vào tháp ở nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ sôi;

hỗn hợp đầu đi vào tháp ở nhiệt độ sôi;

hỗn hợp đầu đi vào tháp ở trạng thái hơi - lỏng;

hỗn hợp đầu đi vào tháp ở trạng thái hơi bão hòa;

hỗn hợp đầu đi vào tháp ở trạng thái hơi quá nhiệt.

Vấn đề là cần xác định vị trí của đĩa tiếp liệu trên đồ thị y - x. Để khảo sát vấn đề này, ta cần viết phương trình ứng với các giao điểm của đường nồng độ làm việc của đoạn chưng và đoạn luyện. Muốn thế phải đi từ các phương trình cân bằng vật liệu của đoạn chưng, đoạn luyện và toàn tháp:

của đoạn luyện: $G_y.y = G_x.x + P.x_p$; (IX.83)

của đoạn chưng: $G'_x.x = G'_y.y + W.x_w$; (IX.84)

của toàn tháp: $F.x_F = P.x_p + W.x_w$. (IX.85)

Kết hợp ba phương trình trên, rút ra:

$$y = \frac{G_x - G'_x}{G_y - G'_y}.x + \frac{F}{G_y - G'_y}.x_F. \quad \text{(IX.86)}$$

Chia mẫu số và tử số vế phải cho F, ta được:

$$y = \frac{q}{1 + q}.x + \frac{x_F}{1 + q}. \quad \text{(IX.87)}$$

Nếu biết q và x_F thì đây là phương trình đường thẳng có dạng $y = Ax + B$ với hệ số góc $A = tg\alpha = \frac{q}{1+q}$ và tung độ $B = \frac{x_F}{1+q}$.

Nếu $x = x_F$ thì từ phương trình (IX.87) sẽ có $y = x_F$.

Như vậy đường thẳng sẽ đi qua điểm M có tọa độ $y = x = x_F$. Biết điểm đó và biết được hệ số góc của đường thẳng, ta sẽ vẽ được đường biểu diễn theo phương trình (IX.87). Từ đó ta xác định được giao điểm của hai đường nồng độ làm việc và biết được vị trí của đĩa tiếp liệu.

Trong trường hợp tổng quát, nguyên liệu đầu là hỗn hợp hơi - lỏng và biết được phần hơi trong hỗn hợp đó, ta sẽ có mối quan hệ giữa hàm nhiệt hỗn hợp và hàm nhiệt hơi lỏng là:

$$i_F = i_y.e + i_x(1 - e); \qquad \text{(IX.88)}$$

trong đó e - phần hơi.

Ta đã biết hàm nhiệt của lỏng: $i_x = C.t$; (vì ẩn nhiệt $r = 0$) và hàm nhiệt của hơi: $i_y = C.t + r$;

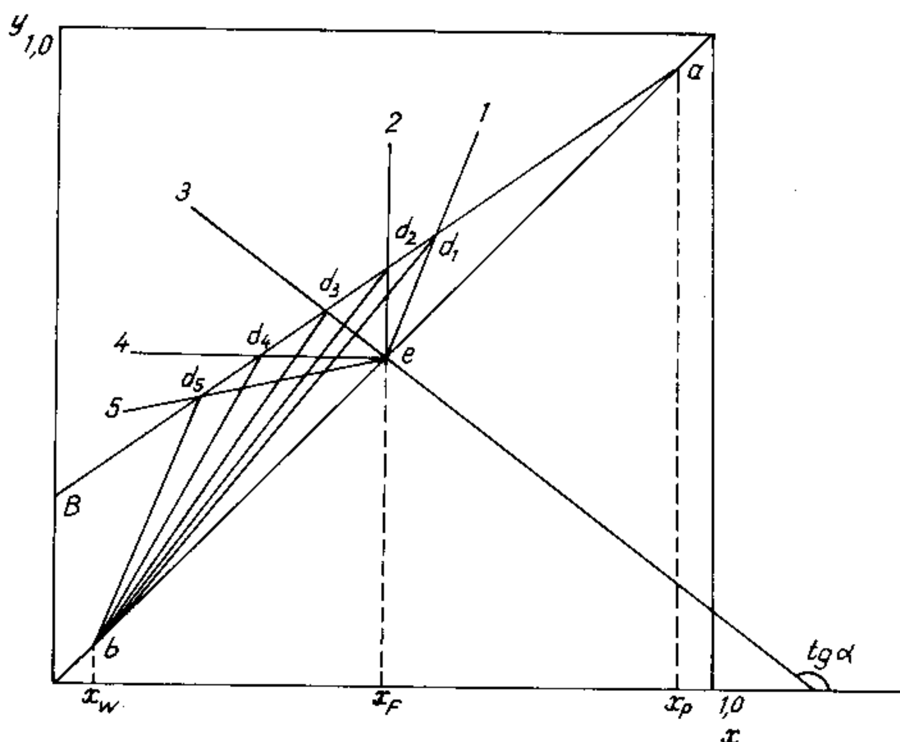
trong đó C - nhiệt dung riêng của chất lỏng, J/kg.độ; t - nhiệt độ của chất lỏng, độ; r - ẩn nhiệt hóa hơi, J/kg.

Nên:

$$i_y > i_F > i_x \;.$$

Đưa kết luận này vào phương trình (IX.87) ta có:

- nếu hỗn hợp đầu ở thể lỏng cả thì $i_F \le i_x$ và $q \le -1$:
- nếu hỗn hợp đầu ở thể hơi cả thì $i_F \ge i_y$ và $q \ge 0$;
- nếu hỗn hợp đầu là lỏng - hơi thì $i_y > i_F > i_x$ và $-1 < q < 0$.



Hình IX.18. Đồ thị biểu diễn ảnh hưởng của trạng thái nhiệt động lên đĩa tiếp liệu

Ta xét các trường hợp cụ thể:

- Khi hỗn hợp đầu là chất lỏng chưa sôi:

$q < -1$ nên $\dfrac{q}{1+q} > 1$ tức tg $\alpha > 1$, đường biểu diễn là đường 1 (xem hình IX.18).

- Khi hỗn hợp đầu ở trạng thái sôi: $q = -1$ nên $\dfrac{q}{1+q} = +\infty$ tức $\alpha = 90^\circ$,

đường biểu diễn là đường 2.

- Khi hỗn hợp đầu ở trạng thái lỏng - hơi:

$-1 < q < 0$ nên $\frac{q}{1+q} < 0$, $tg\alpha < 0$ và đường biểu diễn là đường 3.

- Khi hỗn hợp đầu là hơi bão hòa khô:

$i_x = 0$; $i_F = i_y$ nên $q = 0$ tức $tg\alpha = 0$, đường biểu diễn là đường 4.

- Khi hỗn hợp đầu ở trạng thái hơi quá nhiệt:

$0 < \frac{q}{1+q} < 1$, đường biểu diễn là đường 5.

C. XÁC ĐỊNH ĐƯỜNG KÍNH VÀ TRỞ LỰC CỦA THÁP HẤP THỤ VÀ CHƯNG LUYỆN. CÂN BẰNG NHIỆT LƯỢNG

§1. Tính đường kính tháp

32. Đường kính tháp được xác định theo công thức sau:

$$D = \sqrt{\frac{4V_{tb}}{\pi.3600.\omega_{tb}}}, \text{ m}; \qquad \text{(IX.89)}$$

hay là:

$$D = 0{,}0188\sqrt{\frac{g_{tb}}{(\rho_y\omega_y)_{tb}}}, \text{ m}; \qquad \text{(IX.90)}$$

trong đó V_{tb} - lượng hơi (khí) trung bình đi trong tháp, m^3/h; ω_{ytb} - tốc độ hơi (khí) trung bình đi trong tháp, m/s; g_{tb} - lượng hơi (khí) trung bình đi trong tháp, kg/h; $(\rho_y\omega_y)_{tb}$ - tốc độ hơi (khí) trung bình đi trong tháp $kg/m^2.s$.

33. Lượng hơi trung bình đi trong tháp chưng luyện [48.336]

Vì rằng lượng hơi và lượng lỏng thay đổi theo chiều cao của tháp và khác nhau trong mỗi một đoạn cho nên ta phải tính lượng hơi trung bình riêng cho từng đoạn.

34. Lượng hơi trung bình đi trong đoạn luyện có thể tính gần đúng bằng trung bình cộng của lượng hơi đi ra khỏi đĩa trên cùng của tháp và lượng hơi đi vào đĩa dưới cùng của đoạn luyện (xem hình IX.19):

$$g_{tb} = \frac{g_đ + g_1}{2}; \qquad \text{(IX.91)}$$

trong đó: g_{tb} - lượng hơi trung bình đi trong đoạn luyện, kg/h hay kmol/h; $g_đ$ - lượng hơi đi ra khỏi đĩa trên cùng của tháp, kg/h hay kmol/h; g_1 - lượng hơi đi vào đĩa dưới cùng của đoạn luyện, kg/h hay kmol/h.

a) Lượng hơi ra khỏi đỉnh tháp:

$$g_đ = G_R + G_P = G_P(R_x + 1); \qquad \text{(IX.92)}$$

trong đó G_P - lượng sản phẩm đỉnh, kg/h hay kmol/h; G_R - lượng chất lỏng hồi lưu, kg/h hay kmol/h; R_x - chỉ số hồi lưu.

b) Lượng hơi đi vào đoạn luyện. Lượng hơi g_1, hàm lượng hơi y_1 và lượng lỏng

G_1 đối với đĩa thứ nhất của đoạn luyện (xem hình IX.19) được xác định theo hệ phương trình cân bằng vật liệu và cân bằng nhiệt lượng sau:

$$g_1 = G_1 + G_p; \qquad \text{(IX.93)}$$

$$g_1 y_1 = G_1 x_1 + G_p x_p; \qquad \text{(IX.94)}$$

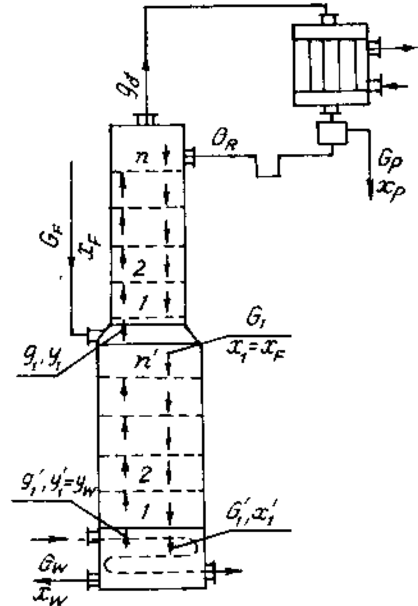
$$g_1 r_1 = g_d \cdot r_d; \qquad \text{(IX.95)}$$

trong các phương trình trên ta coi $x_1 = x_F$; r_1 - ẩn nhiệt hóa hơi của hỗn hợp hơi đi vào đĩa thứ nhất; r_d - ẩn nhiệt hóa hơi của hỗn hợp hơi đi ra khỏi đỉnh tháp.

$$r_1 = r_a y_1 + (1 - y_1) r_b;$$

$$r_d = r_a y_d + (1 - y_d) r_b;$$

trong đó r_a, r_b - ẩn nhiệt hóa hơi của các cấu tử nguyên chất. Từ hệ ba phương trình trên ta xác định các đại lượng chưa biết g_1, G_1, y_1.



Hình IX.19. Để xác định lượng hơi trung bình đi trong tháp chưng luyện

35. Lượng hơi trung bình đi trong đoạn chưng được xác định gần đúng bằng trung bình cộng của lượng hơi đi ra khỏi đoạn chưng và lượng hơi đi vào đoạn chưng (xem h.IX.19):

$$g'_{tb} = \frac{g'_n + g'_1}{2} . \qquad \text{(IX.96)}$$

Vì lượng hơi đi ra khỏi đoạn chưng bằng lượng hơi đi vào đoạn luyện $g'_n = g_1$ nên ta có thể viết:

$$g'_{tb} = \frac{g_1 + g'_1}{2} . \qquad \text{(IX.97)}$$

Lượng hơi đi vào đoạn chưng g'_1, lượng lỏng G_1 và hàm lượng lỏng x'_1 được xác định theo hệ phương trình cân bằng vật liệu và cân bằng nhiệt lượng sau [48.337]

$$G'_1 = g'_1 + G_w; \qquad \text{(IX.98)}$$

$$G'_1 x'_1 = g'_1 y_w + G_w x_w; \qquad \text{(IX.99)}$$

$$g'_1 r'_1 = g'_n r'_n = g_1 r_1; \qquad \text{(IX.100)}$$

trong đó $y'_1 = y_w$ - tìm theo đường cân bằng ứng với x_w; $r'_1 = r_a y'_1 + (1 - y'_1) r_b$ - ẩn nhiệt hóa hơi của hỗn hợp hơi đi vào trong đĩa thứ nhất của đoạn chưng; x_w - thành phần cấu tử dễ bay hơi trong sản phẩm đáy; $r'_n = r_a y'_n + (1 - y'_n) r_b$ - ẩn nhiệt hóa hơi của hỗn hợp hơi đi vào đĩa trên cùng của đoạn chưng; $g'_n = g_1$ vì lượng hơi bốc lên từ đĩa trên cùng của đoạn chưng bằng lượng hơi đi vào đĩa thứ nhất đoạn luyện.

Giải hệ ba phương trình (IX.98) ÷ (IX.100) ta tìm được G'_1, g'_1, x'_1.

Chú ý rằng khi giải hệ các phương trình trên thì phải dùng thứ nguyên đồng nhất: kg, phần khối lượng, J/kg hay là kmol, phần mol, J/kmol.

36. Lượng khí trung bình đi trong tháp hấp thụ.

$$V_{tb} = \frac{V_d + V_c}{2} \quad ; \qquad \text{(IX.101)}$$

trong đó V_d - lưu lượng hỗn hợp đầu ở điều kiện làm việc, m^3/h; V_c - lưu lượng khí thải đi ra khỏi tháp, m^3/h;

$$V_c = V_{tr}(1 + \overline{Y}_c);$$

V_{tr} - lượng khí trơ, m^3/h; Y_c - nồng độ của cấu tử phân bố trong khí thải, m^3/m^3 khí trơ.

37. Khối lượng riêng trung bình.

- Đối với pha khí (hơi):

$$\rho_{ytb} = \frac{[y_{tb1}M_1 + (1 - y_{tb1})M_2].273}{22{,}4.T}, \ kg/m^3; \qquad \text{(IX.102)}$$

trong đó M_1, M_2 - khối lượng mol của cấu tử *1* và *2*; T - nhiệt độ làm việc trung bình của tháp, hay của đoạn chưng hay đoạn luyện, ^oK; y_{tb1} - nồng độ phần mol của cấu tử *1* (cấu tử phân bố) lấy theo giá trị trung bình:

$$y_{tb1} = \frac{y_{d1} + y_{c1}}{2} \quad ;$$

y_{d1}, y_{c1} - nồng độ tại hai đầu đoạn tháp (trong chưng luyện là giữa đĩa tiếp liệu và đỉnh, hoặc giữa đĩa tiếp liệu và đáy, trong tháp hấp thụ thì tại đỉnh và đáy tháp).

Ta cũng có thể tính theo công thức sau:

$$\rho_{ytb} = \rho_{ytb1}.y_{tb1} + (1 - y_{tb1})\rho_{ytb2}; \qquad \text{(IX.103)}$$

trong đó ρ_{ytb1}, ρ_{ytb2} - khối lượng riêng trung bình của cấu tử *1* và 2 tra theo nhiệt độ trung bình, kg/m^3.

- Đối với pha lỏng:

$$\rho_{xtb} = \rho_{tb1}.v_{tb1} + (1 - v_{tb1})\rho_{tb2}, \ kg/m^3; \qquad \text{(IX.104)}$$

hoặc

$$\frac{1}{\rho_{xtb}} = \frac{a_{tb1}}{\rho_{xtb1}} + \frac{1 - a_{tb1}}{\rho_{xtb2}} \quad ; \qquad \text{(IX.104a)}$$

trong đó ρ_{xtb} - khối lượng riêng trung bình của lỏng, kg/m^3; ρ_{xtb1}, ρ_{xtb2} - khối lượng riêng trung bình của cấu tử *1* và *2* của pha lỏng lấy theo nhiệt độ trung bình, kg/m^3; a_{tb1}, v_{tb1} - phần khối lượng và phần thể tích trung bình của cấu tử *1* trong pha lỏng.

38. Tốc độ của khí (hơi) đi trong tháp

- Khi tính toán đường kính tháp cần biết trước tốc độ khí đi trong tháp. Tốc

độ khí phụ thuộc vào cấu tạo của tháp, chế độ làm việc, khối lượng riêng, mật độ tưới, v.v...

Dưới đây nêu một số công thức để tính tốc độ khí ở một số loại tháp thông dụng, các thông số vật lý đều lấy theo giá trị trung bình, (nhiệt độ và áp suất trung bình của mỗi đoạn nếu là tháp chưng luyện và của toàn tháp nếu là tháp hấp thụ).

39. Tốc độ khí (hơi) đi trong tháp chóp có thể xác định theo công thức sau [48.337]:

$$(\rho_y \omega_y)_{tb} = 0,065\varphi[\sigma]\sqrt{h\rho_{xtb}.\rho_{ytb}}, \text{kg/m}^2.\text{s}; \qquad (IX.105)$$

trong đó ρ_{xtb}, ρ_{ytb} - khối lượng riêng trung bình của pha lỏng và pha khí (hơi) tính theo nhiệt độ trung bình, kg/m^3; h- khoảng cách giữa các đĩa, m, giá trị h chọn theo đường kính tháp như sau:

D, m	0 ÷ 0,6	0,6 ÷ 1,2	1,2 ÷ 1,8	> 1,8
h, m	0,25	0,3 ÷ 0,35	0,35 ÷ 0,45	0,45 ÷ 0,60

$\varphi[\sigma]$ - hệ số tính đến sức căng bề mặt:

khi $\sigma < 20$ đyn/cm thì $\varphi[\sigma] = 0,8$;

khi $\sigma > 20$ đyn/cm thì $\varphi[\sigma] = 1$.

- Tốc độ khối lượng trung bình có thể tính theo công thức sau [41-147]:

$$(\rho_y \omega_{vy})_{tb} = 8,5.10^{-5}C\sqrt{\rho_{ytb}(\rho_{xtb} - \rho_{ytb})}, \text{kg/m}^2.\text{s}; \qquad (IX.106)$$

trong đó C - đại lượng phụ thuộc khoảng cách giữa hai đĩa và sức căng bề mặt, xác định theo đồ thị ở hình IX.20.

Ta có thể xác định tốc độ khí (hơi) theo công thức biến dạng của công thức (trên [6.233]:

$$\omega_y = 8,5.10^{-5}C\sqrt{\frac{\rho_x - \rho_y}{\rho_y}}, \text{m/s}; \qquad (IX.107)$$

hệ số C tính như trên.

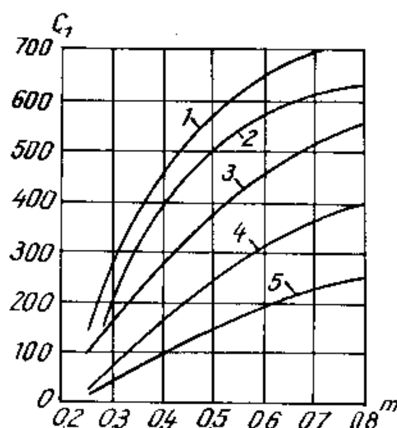
- Trong công nghiệp dầu mỏ người ta thường áp dụng công thức gần đúng sau:

$$\omega = \frac{k}{\sqrt{\rho_{ytb}}}, \text{m/s}; \qquad (IX.108)$$

trong đó k - hệ số, có thể thay đổi từ 0,5 ÷ 1,6, thường lấy bằng 0,818.

- Trong công nghiệp rượu khi tháp làm việc ở áp suất khí quyển có thể xác định tốc độ khí (hơi) theo công thức sau [41-149]:

$$\omega = \frac{0,305h}{60 + 0,05h} - 0,012h_b, \text{m/s}; \qquad (IX.109)$$

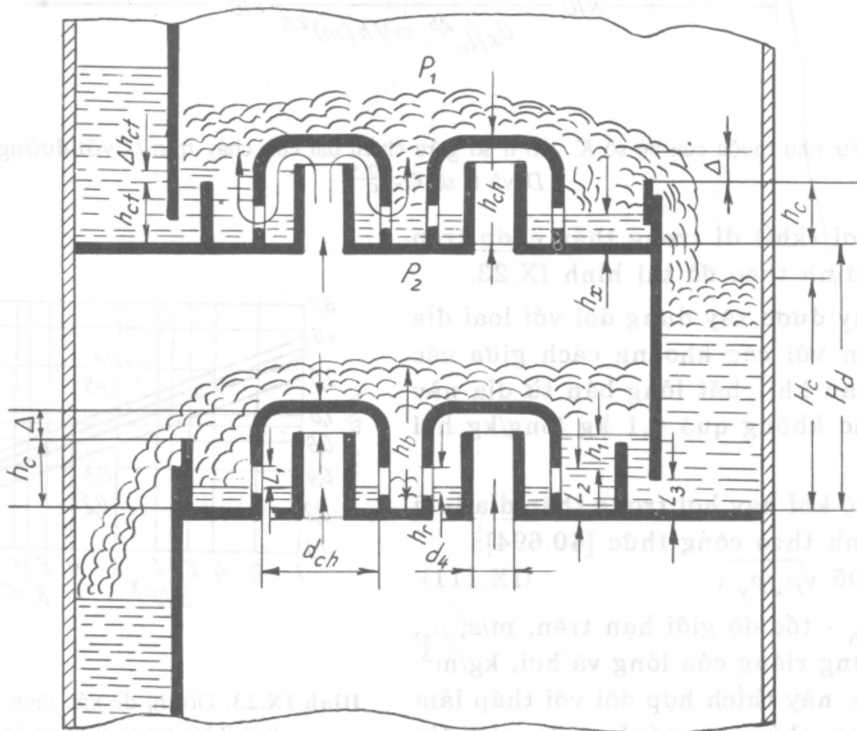


Hình IX.20. Đồ thị để xác định hệ số C[6.234]: 1- σ = 20 đyn/cm; 2- σ = 10 đyn/cm; 3- σ = 5 đyn/cm; 4- σ = 1 đyn/cm; 5- σ = 0,5 đny/cm

trong đó h - khoảng cách giữa hai đĩa; m; h_b - chiều cao lớp bọt trên đĩa, m. Có thể tính h_b (theo công thức sau [40.696]:

$$h_b = \frac{(h_c + \Delta - h_x)(F - f)\rho_x + h_x \rho_b f + (h_{ch} - h_x) f \rho_b}{F.\rho_b}; \qquad \text{(IX.110)}$$

ở đây h_c - chiều cao đoạn ống chảy chuyền nhô lên trên đĩa, m; Δ - chiều cao của lớp chất lỏng trên ống chảy chuyền, m; h_x - chiều cao lớp chất lỏng (không lẫn bọt) trên đĩa, m; F - phần bề mặt đĩa có gắn chóp (nghĩa là trừ hai phần diện tích đĩa để bố trí ống chảy chuyền), m^2; ρ_b - khối lượng riêng của bọt, kg/m^3. f - tổng diện tích các chóp trên đĩa, m^2; f - $0{,}785 d_{ch}^2 . n$, m^2; n - số chóp trên đĩa; d_{ch} - đường kính ngoài của chóp, m; ρ_x - khối lượng riêng trung bình của pha lỏng, kg/m^3; ρ_b - khối lượng riêng của bọt trên đĩa, thường lấy khoảng $0{,}4 \div 0{,}6$ kg/m^3; h_{ch} - chiều cao của chóp, m.



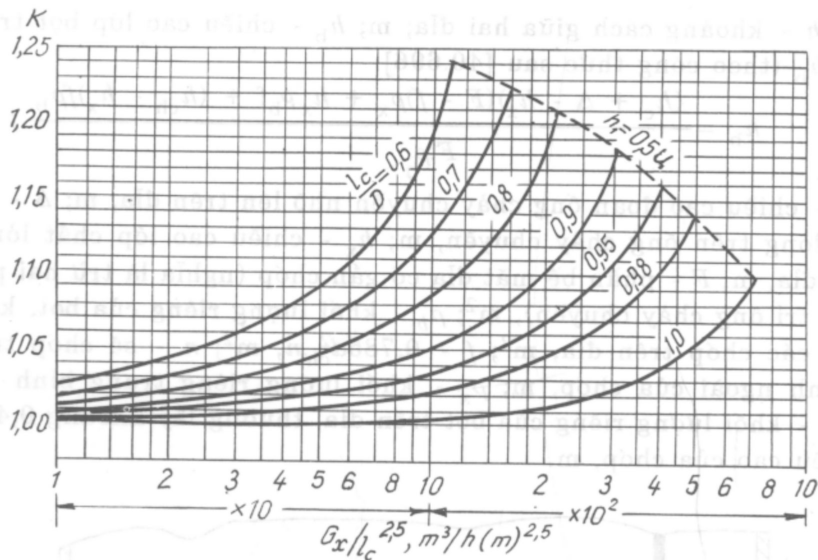
Hình IX.21. Sơ đồ tháp chóp

Chiều cac lớp chất lỏng trên ống chảy chuyền [40.697]:

$$\Delta = 0{,}00284\, K \left(\frac{G_x}{L_c}\right)^{2/3}, \text{ m}; \qquad \text{(IX.110a)}$$

trong đó G_x - lưu lượng lỏng, m^3/h; l_c - chiều dài cửa chảy tràn, m; K - hệ số, xác định theo hình IX.22.

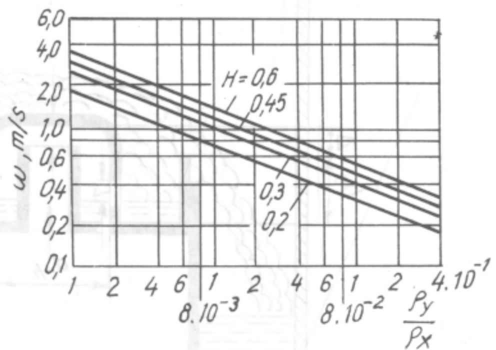
Tốc độ hơi (khí) đi trong tháp chóp tròn có thể xác định theo đồ thị hình IX.23.



Hình IX.22. Sự phụ thuộc của hệ số K vào tỉ số giữa chiều dài cửa chảy tràn l_c với đường kính tháp D và tỉ số $G_x/l_c^{2,5}$

Tốc độ hơi (khí) đi trong tháp chóp tròn có thể xác định theo đồ thị hình IX.23.

Đồ thị này được xây dựng đối với loại đĩa có chóp tròn với các khoảng cách giữa các đĩa khác nhau khi chất lỏng bắn từ đĩa này qua đĩa khác không quá 0,1 kg lỏng/kg hơi (khí).



Hình IX.23. Đồ thị để xác định tốc độ hơi (khí) trong tháp chóp

40. Tốc độ khí hay hơi trong tháp đĩa lưới được xác định theo công thức [40.694]:

$$\omega_{gh} = 0,05\sqrt{\rho_x/\rho_y}\,; \qquad \text{(IX.111)}$$

trong đó ω_{gh} - tốc độ giới hạn trên, m/s; ρ_x, ρ_y - khối lượng riêng của lỏng và hơi, kg/m^3.

Công thức này thích hợp đối với tháp làm việc đều đặn (khoảng cách giữa các đĩa 200mm, đường kính lỗ 2,5mm, chiều cao phần ống chảy chuyền trên đĩa 10 ÷ 12 mm, thiết diện tự do của đĩa 12,8%).

Để tránh tạo bọt ta lấy tốc độ làm việc khoảng 80 ÷ 90% tốc độ tính theo công thức (IX.111).

Ngoài ra có thể xác định tốc độ làm việc trong tháp đĩa lưới theo đồ thị hình IX.23, nhưng giá trị tìm được phải nhân với hệ số 1,35.

41. Tốc độ của khí (hơi) đi trong tháp đĩa lưới không có ống chảy chuyền [40.694, 15.26].

Tốc độ giới hạn trên tính theo công thức:

$$Y = 10e^{-4X}; \qquad \text{(IX.112)}$$

Tốc độ giới hạn dưới tính theo công thức:

$$Y = 2,95e^{-4X}; \qquad \text{(IX.113)}$$

trong đó

$$Y = \frac{\omega_y^2}{g d_{td} F_{td}^2} \cdot \frac{\rho_y}{\rho_x} \cdot \left(\frac{\mu_x}{\mu_n}\right)^{0,16};$$

$$X = \left(\frac{G_x}{G_y}\right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\rho_y}{\rho_x}\right)^{1/8};$$

F_{td} - mặt cắt tự do của đĩa, m^2/m^2; thường thấy từ (15 ÷ 20)% mặt cắt tháp; g - gia tốc trọng trường, bằng $9,8 m/s^2$; ω_y - tốc độ của khí (hơi), m/s; μ_x, μ_n - độ nhớt của pha lỏng ở nhiệt độ *trung bình* và của nước ở 20°C. $N.s/m^2$; G_x, G_y - lưu lượng lỏng và hơi đi trong tháp, kg/h; d_{td} - đường kính tương đương của lỗ hay rãnh, m, đối với chất lỏng sạch d_{td} = 2 ÷ 6mm, đối với chất lỏng bẩn d_{td} = 8 ÷ 11mm.

Sau đó lấy tốc độ trung bình của khí (hơi) đi trong tháp là:

$$\omega_{ytb} = (0,8 \div 0,9)\omega_{yt};$$

ở đây ω_{yt} - tốc độ giới hạn trên.

42. Tốc độ của khí và hơi đi trong tháp đệm có thể xác định bằng nhiều công thức khác nhau, dưới đây là một vài công thức thông dụng:

- Có thể tính theo công thức:

$$Y = 1,2e^{-4X} \qquad \text{(IX.114)}$$

với

$$Y = \frac{\omega_s^2 . \sigma_d . \rho_{ytb}}{g . V_d^3 . \rho_{xtb}} \cdot \left(\frac{\mu_x}{\mu_n}\right)^{0,16}$$

$$X = \left(\frac{G_x}{G_y}\right)^{1/4} \left(\frac{\rho_{ytb}}{\rho_{xtb}}\right)^{1/8};$$

trong đó ω_s - tốc độ sặc, m/s; σ_d - bề mặt riêng của đệm, m^2/m^3; V_d - thể tích tự do của đệm, m^3/m^3; g - gia tốc trọng trường, G_x, G_y - lượng lỏng và lượng hơi trung bình, kg/s; ρ_{xtb}, ρ_{ytb} - khối lượng riêng trung bình của pha lỏng và hơi, kg/m^3; μ_x, μ_n - độ nhớt của pha lỏng theo nhiệt độ trung bình và độ nhớt của nước ở 20°C, $N.s/m^2$.

Tốc độ làm việc: $\omega = (0,8 \div 0,9)\omega'_s$.

- Hoặc có thể xác định theo công thức sau [40.687, 14.470]:

$$\lg\left[\frac{\omega'^2_s . \sigma_d \rho_{ytb}}{g . V_d^3 . \rho_{xtb}} \cdot \left(\frac{\mu_x}{\mu_n}\right)^{0,16}\right] = A - 1,75\left(\frac{G_x}{G_y}\right)^{1/4} . \left(\frac{\rho_{ytb}}{\rho_{xtb}}\right)^{1/8}; \qquad \text{(IX.115)}$$

trong đó ω'_s - tốc độ bắt đầu tạo nhũ tương, còn gọi là tốc độ đảo pha, m/s; A - hệ số, giá trị như sau:

khi chưng luyện: $A = -0,125$

khi hấp thụ: $A = 0,022$

có thể dùng cho chưng luyện hay hấp thụ khi ở chế độ nhũ tương $A = 0,079$.

- Đối với tháp đệm thường làm việc ở chế độ thích hợp với tốc độ của pha khí có thể xác định theo công thức sau [40.688]:

$$\omega'_y = \frac{Re'_y \mu_y}{d_{td} \cdot \rho_y}; \tag{IX.116}$$

trong đó
$$Re'_y = 0,045 Ar^{0,57} \left(\frac{G_y}{G_x}\right)^{0,43}; \tag{IX.117}$$

$$Ar = \frac{d_{td}^3 \rho_y (\rho_x - \rho_y) g}{\mu_y^2};$$

$d_{td} = 4V_d/\sigma_d$ - đường kính tương đương của đệm, m, ρ_x, ρ_y - khối lượng riêng của pha lỏng và của khí (hơi) ở nhiệt độ làm việc, kg/m^3; μ_y - độ nhớt của khí (hơi) ở nhiệt độ làm việc, N.s/m^2; V_d - thể tích tự do của đệm, m^3/m^3; σ_d - bề mặt riêng của đệm, m^2/m^3; G_y, G_x - lưu lượng hơi và lưu lượng lỏng, kg/m^2.s.

Tốc độ thích hợp ω'_y tính theo phương pháp này bằng khoảng (80 ÷ 90)% tốc độ sặc ω_s.

§2. Tính trở lực của tháp

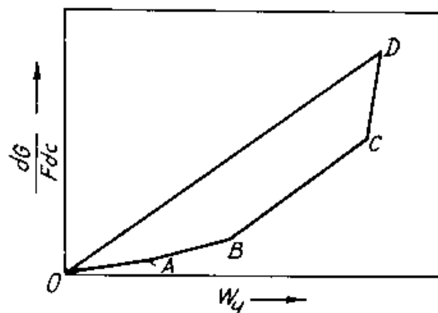
Tháp đệm

43. Khi chất lỏng chảy từ trên xuống và pha khí (hơi) chuyển động ngược chiều từ dưới lên có thể xảy ra bốn chế độ thủy động lực(1): chế độ chảy màng chế độ quá độ, chế độ xoáy và chế độ nhũ tương. Trong ba chế độ chảy màng, quá độ và xoáy, pha liên tục là pha khí chiếm tất cả khoảng không gian còn lại trong tháp, còn chất lỏng chảy theo bề mặt đệm và là pha phân tán. Ở chế độ nhũ tương hay chế độ sủi bọt thì pha lỏng chiếm toàn bộ thể tích tự do và như vậy pha lỏng là pha liên tục.

Điểm C ứng với lúc chuyển pha gọi là điểm *đảo pha*.

Tốc độ tại điểm C gọi là tốc độ đảo pha.

Đoạn OA tương ứng chế độ màng; đoạn AB tương ứng chế độ quá độ; đoạn BC tương ứng chế độ xoáy; đoạn CD tương ứng chế độ nhũ tương. Điểm A gọi là điểm hãm, điểm B gọi là điểm treo, điểm C gọi là điểm đảo pha, còn điểm D gọi là điểm sặc [40.682].



Hình IX.24. Sự phụ thuộc giữa cường độ chuyển khối và tốc độ khí

Người ta thường thiết kế tháp đệm làm việc ở tốc độ nhỏ hơn tốc độ đảo pha ω'_s khoảng 15 ÷ 20% [40.683].

(1) Trong một số tài liệu khác công bố gần đây người ta chia chế độ thủy động lực của tháp đệm thành bốn chế độ: chế độ màng, chế độ treo, chế độ nhũ tương và chế độ kéo theo. Chi tiết xin xem [14.469].

Khi làm việc ở chế độ nhũ tương tốc độ tính theo công thức (IX.115) với giá trị $A = 0,079$.

44. Sức cản thủy học của tháp đệm đối với hệ khí - lỏng và hơi - lỏng ở điểm đảo pha có thể xác định theo công thức sau [40.684]:

$$\Delta p_u = \Delta p_k[1 + A (\frac{G_x}{G_y})^m (\frac{\rho_y}{\rho_x})^n (\frac{\mu_x}{\mu_y})^c], \text{ N/m}^2; \qquad (IX.118)$$

trong đó ΔP_u - tổn thất áp suất khi đệm ướt tại điểm đảo pha có tốc độ của khí bằng tốc độ của khí khi đi qua đệm khô, N/m^2; ΔP_k - tổn thất áp suất (trở lực) của đệm khô, N/m^2; G_x, G_y - lưu lượng của lỏng và của khí (hơi), kg/s; ρ_x, ρ_y - khối lượng riêng của lỏng và của khí (hơi), kg/m^3; μ_x, μ_y - độ nhớt của lỏng và của khí (hơi), N.s/m^2.

Tổn thất áp suất của đệm khô tính theo công thức, [14-486]

$$\Delta P_k = \lambda' \frac{H}{d_{td}} . \frac{\rho_y . \omega_t^2}{2} = \frac{\lambda'}{4} . \frac{H . \sigma_d}{V_d^3} . \frac{\omega_y^2 \rho_y}{2}; \qquad (IX.119)$$

Vận tốc thực của khí trong lớp đệm:

$$\omega_t = \frac{\omega'_y}{V_d}, \text{ m/s}; \qquad (IX.120)$$

trong đó H - chiều cao lớp đệm, m; λ' - hệ số trở lực của đệm; bao gồm cả trở lực do ma sát và trở lực cục bộ; ω'_y - tốc độ của khí tính trên toàn bộ tiết diện tháp, m/s; σ_d - bề mặt riêng của đệm, m^2/m^3; V_d - thể tích tự do của đệm, m^3/m^3.

Hệ số λ' là hàm số phụ thuộc chuẩn số Râynôn, với các loại đệm khác nhau xác định theo các công thức thực nghiệm.

Ví dụ với đệm vòng đổ lộn xộn ở chế độ xoáy khi $Re_y > 40$: $\lambda' = \frac{16,0}{Re_y^{0,2}}$; còn ở chế độ dòng khi $Re_y < 40$: $\lambda' = 140/Re_y$.

Tổn thất áp suất của đệm khô xác định theo công thức sau, khi $Re_y > 400$: [4.0-684]

$$\Delta P_k = \frac{1,56 H \omega'^{1,8}_y . \rho_y^{0,8} . \sigma_d^{1,2} . \mu_y^{0,2}}{V_d^3}. \qquad (IX.121)$$

Giá trị A, m, n, c, cho trong bảng IX.7.

Bảng IX.7. **Giá trị các hệ số trong phương trình (IX.118)** [40.648]

Hệ thống	A	m	n	c
Hệ khí - lỏng khi $(\frac{G_x}{G_y})^{1,8} . (\frac{\rho_y}{\rho_x}) . (\frac{\mu_x}{\mu_y})^{0,2} < 0,5$...	8,4	0,405	0,225	0,015
Hệ khí - lỏng khi $(\frac{G_x}{G_y})^{1,8} . (\frac{\rho_y}{\rho_x}) . (\frac{\mu_x}{\mu_y})^{0,2} > 0,5$...	10,0	0,945	0,525	0,105
Hệ hơi - lỏng...	5,15	0,342	0,190	0,038

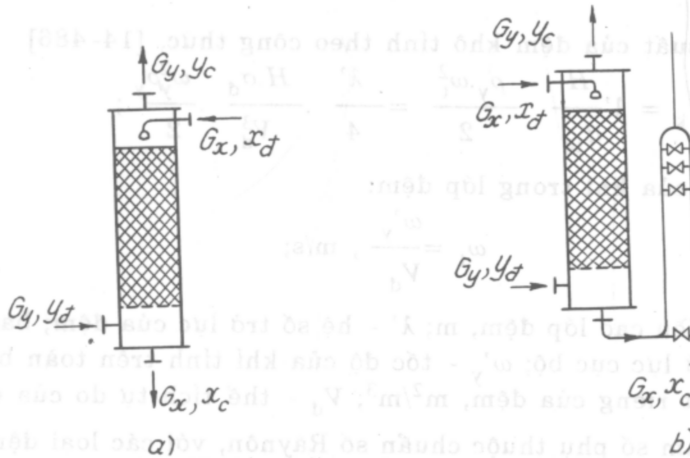
45. Sức cản thủy lực trên điểm đảo pha trong chế độ nhũ tương xác định theo công thức sau [40.684]

$$\Delta P_{nt} = \Delta P_{u} + \rho_{nt} g H, \text{N/m}^2; \qquad \text{(IX.122)}$$

trong đó ΔP_{u} - sức cản thủy lực tại điểm đảo pha tính theo phương trình (IX.118); H - chiều cao lớp đệm, m; ρ_{nt} - khối lượng riêng của nhũ tương, tính theo công thức sau:

$$\rho_{nt} = \rho_y + 0{,}43(\rho_x - \rho_y)\left(\frac{G_x}{G_y}\right)^{0,325}\left(\frac{\rho_y}{\rho_x}\right)^{0,18}\left(\frac{\mu_x}{\mu_y}\right)^{0,0362}, \text{kg/m}^3. \qquad \text{(IX.123)}$$

46. Khi cho tháp đệm làm việc ở chế độ nhũ tương nhân tạo người ta thiết kế ống chảy tràn để dẫn lỏng ra khỏi tháp theo ống chữ U (hình IX.25b).



Hình IX.25. Sơ đồ tháp đệm:
a) tháp đệm thường; b) tháp điệm nhũ tương

Chiều cao ống chảy tràn xác định theo công thức sau [40.685]:

$$H_{tr} = \frac{\Delta P_{u} + \rho_{nt} g . l}{\rho_x . g}, \text{m}; \qquad \text{(IX.124)}$$

trong đó l - chiều cao chất lỏng trong tháp, m.

47. Sức cản thủy lực ở dưới điểm đảo pha có thể xác định theo hai cách sau

a) Cách thứ nhất:

- Đối với quá trình hấp thụ (hệ thống khí - lỏng) [40.685]:

$$\Delta P_{u} = (1 + K)\Delta P_k = \Delta P_k\left[1 + A_1\left(\frac{G_x}{G_y}\right)^{0,405}\left(\frac{\rho_y}{\rho_x}\right)^{0,225}\left(\frac{\mu_x}{\mu_y}\right)^{0,045}\right], \text{N/m}^2; \qquad \text{(IX.125)}$$

trong đó K- yếu tố trạng thái thủy động lực của hệ hai pha; A_1 - hệ số, đối với điểm đảo pha $A_1 = 8{,}4$; đối với điểm treo $A_1 = 5{,}1$ lúc đó tốc độ làm việc ω'_y = 0,85 tốc độ đảo pha; đối với điểm hãm $A_1 = 1{,}81$; lúc đó tốc độ làm việc ω'_y = 0,45 tốc độ đảo pha; đối với các điểm khác giá trị A_1 tra theo đồ thị (hình IX.26).

- Đối với quá trình chưng luyện (hệ thống hơi - lỏng) [40.685, 61.391]

$$\Delta P_u = (1 + k)\Delta P_k = \Delta P_k \left[1 + A_2 \left(\frac{G_x}{G_y}\right)^{0,342} \cdot \left(\frac{\rho_y}{\rho_y}\right)^{0,19} \cdot \left(\frac{\mu_y}{\mu_y}\right)^{0,19}\right], \text{N/m}^2. \quad \text{(IX.126)}$$

A_2 - hệ số: đối với điểm đảo pha $A_2 = 5,15$; đối với điểm treo $A_2 = 2,36$ khi đó $\omega'_y = 0,66\varpi$ đảo pha; đối với điểm hãm $A_2 = 0,59$ khi đó $\omega'_y = 0,25\omega$ đảo pha; còn các điểm khác A_2 tra theo đồ thị hình IX.26.

b) Cách thứ hai: Sức cản thủy lực của đệm ướt trong giới hạn từ điểm hãm đến điểm treo có thể xác định theo công thức sau

$$\Delta P_u = K\Delta P_k; \quad \text{(IX.127)}$$

- Đối với đệm vòng bằng sứ (ω'_y = const):

Khi $D < 30\text{mm}$: $K = \dfrac{1}{\left(1 - 1,65.10^{-10}\dfrac{\sigma_d^3}{V_d} - A'\right)^3}$ (IX.128)

Khi $D > 30\text{mm}$ và $A' < 0,3$: $K = \dfrac{1}{(1 - A')^3}$ (IX.129)

Khi $D > 30\text{mm}$ và $A' > 0,3$: $K = \dfrac{1}{(1,13 - 1,43A')^3}$ (IX.130)

- Đối với đệm vòng bằng thép (ω'_y = const):

$$K = \frac{1}{(1 - 1,39A')^3} \quad \text{(IX.131)}$$

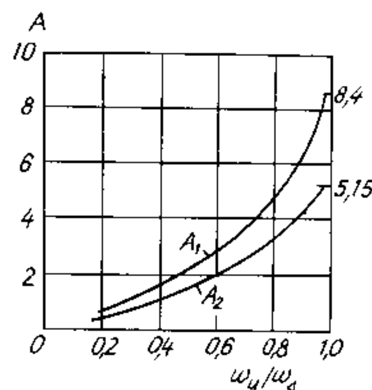
trong các công thức trên A' là *thông số tưới* tính theo công thức:

$$A' = 3\sqrt[3]{\left(\frac{G_x}{\rho_x}\right)^2 \frac{\sigma_d}{V_d^3}\frac{b}{2g}}\ ; \quad \text{(IX.132)}$$

trong đó G_x - mật độ tưới, kg/m².s ; b - hệ số, là hàm số của Re_x:

$$b = \frac{1,74}{Re_x^{0,3}}; \quad \text{(IX.133)}$$

$$Re_x = \frac{4G_x}{\sigma_d \cdot \mu_x}\ ; \quad \text{(IX.134)}$$

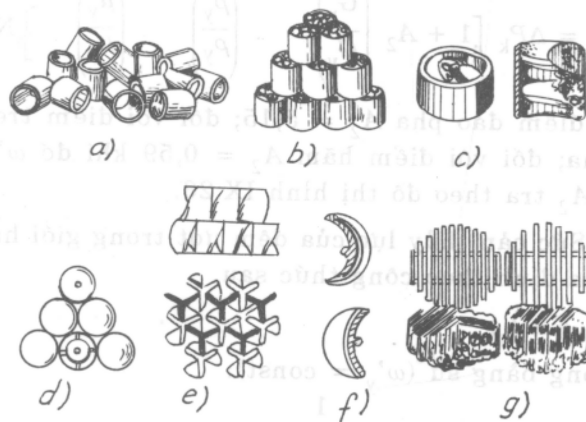


Hình IX.26. Giá trị hệ số A_1 và A_2 trong công thức (IX.125) và (IX.126)

Tháp đĩa

48. Tốc độ của dòng khí qua đĩa quyết định chế độ làm việc của tháp. Có hai chế độ làm việc: chế độ đồng đều và chế độ không đồng đều.

Chế độ không đồng đều xảy ra khi tốc độ dòng khí (hơi) nhỏ, trong tháp chóp lúc đó có chế độ bọt, trong tháp đĩa lưới và đĩa lỗ thì chất lỏng lọt qua lỗ mà không chảy theo ống chảy chuyền.



Hình IX.27. Các loại đệm:
a) đệm vòng Rasiga; b) đệm vòng có vách ngăn chữ thập: c) đệm vòng có xoắn ốc;
d) đệm cầu; e) đệm chân vịt xoắn; f) đệm yên ngựa; g) đệm vỉ gỗ

Khi tăng tốc độ khí (hơi) cao hơn một đại lượng giới hạn nhất định thì từ chế độ không đồng đều tháp chuyển sang làm việc ở chế độ đồng đều.

Tốc độ tại điểm chuyển chế độ làm việc này được gọi là tốc độ giới hạn dưới của chế độ đồng đều.

Chế độ làm việc đồng đều của tháp chóp được thực hiện khi khí (hơi) sục qua chất lỏng ở tất cả các rãnh của chóp và các rãnh chóp mở hoàn toàn, còn ở tháp lưới khi khí (hơi) đi qua lớp chất lỏng ở tất cả các lỗ của đĩa.

Tốc độ của pha lỏng chuyển động trong ống chảy chuyền không vượt quá 0,12m/s mới bảo đảm duy trì một lượng dự trữ nhất định của chất lỏng trên đĩa.

49. Trở lực của tháp chóp:

Trở lực của tháp chóp xác định theo công thức sau [40.696]:

$$\Delta P = N_{tt} \cdot \Delta P_d, \text{ N/m}^2; \qquad \text{(IX.135)}$$

trong đó N_{tt} = số đĩa thực tế của tháp; ΔP_d - tổng trở lực của một đĩa, N/m^2.

$$\Delta P_d = \Delta P_k + \Delta P_s + \Delta P_t \qquad \text{(IX.136)}$$

- Trở lực đĩa khô ΔP_k:

$$\Delta P_k = \xi \frac{\rho_y \cdot \omega_o^2}{2}, \text{ N/m}^2; \qquad \text{(IX.137)}$$

trong đó ξ- hệ số trở lực, thường $\xi = 4,5 \div 5$; ρ_y - khối lượng riêng của pha hơi (khí), kg/m^3; ω_o - tốc độ khi qua rãnh chóp, m/s.

- Trở lực của đĩa do sức căng bề mặt ΔP_s:

$$\Delta P_s = 4\sigma / d_{td}, \text{ N/m}^2; \qquad \text{(IX.138)}$$

trong đó σ - sức căng bề mặt, N/m^2; d_{td} - đường kính tương đương của khe rãnh chóp, m.

Bảng IX.8. **Đặc trưng của đệm** [40.401]

Dạng đệm	Kích thước đệm, mm	Bề mặt riêng σ_d, m^2/m^3	Thể tích tự do V_d, m^3/m^3	Số đệm trong 1m³	Khối lượng riêng xốp ρ_d, kg/m³
Đệm vòng Rasiga đổ lộn xộn:					
Đệm bằng sứ	5 x 5 x 1,0	1000	0,62	4000.10^3	900
	8 x 8 x 1,5	550	0,65	1280.10^3	850
	10 x 10 x 1,8	440	0,69	700.10^3	750
	12 x 12 x 1,8	360	0,67	390.10^3	800
	15 x 15 x 2,0	310	0,71	210.10^3	700
	20 x 20 x 2,2	240	0,73	95.10^3	650
	25 x 25 x 3,0	195	0,75	46.10^3	600
	30 x 30 x 3,5	165	0,76	25.10^3	570
	35 x 35 x 4,0	135	0,78	185.10^2	520
	50 x 50 x 5	95	0,79	58.10^2	500
	60 x 60 x 6	78	0,74	3300	520
	60 x 60 x 8	78	0,78	3350	520
	70 x 70 x 7	72	0,78	2100	630
	80 x 80 x 8	60	0,78	1530	535
	80 x 80 x 10	60	0,77	1530	560
	100 x 100 x 10	44	0,81	750	450
	120 x 120 x 12	36	0,82	450	420
Đệm bằng thép	8 x 8 x 0,3	630	0,90	1500.10^3	750
	10 x 10 x 0,5	500	0,88	770.10^3	950
	12 x 12 x 0,5	400	0,90	440.10^3	800
	15 x 15 x 0,5	350	0,92	230.10^3	660
	18 x 18 x 0,5	300	0,92	120.10^3	640
	25 x 25 x 0,8	220	0,92	50.10^3	640
	35 x 35 x 1,0	160	0,93	19.10^3	570
	50 x 50 x 1,0	100	0,94	6500	430
	50 x 50 x 1,2	100	0,93	6500	520
	70 x 70 x 1,5	75	0,94	2300	440
	100 x 100 x 1,5	48	0,96	750	310
Đá dăm	42 (56,8 x 40,8 x 29)	80	0,388	14400	-
Đá anđêzit dạng cục	43,2 (54 x 43,7 x 32,6)	68	0,565	12600	1200
Cốc dạng cục	43,6 (52 x 40,3 x 35,5)	77	0,56	14000	455
	40,8 (47,6 x 41,5 x 33,4)	86	0,545	15250	585
	28,6(35,6 x 28,8 x 21,2)	110	0,535	27700	660
	24,4 (29,6 x 6,25 x 8,18)	120	0,532	64800	600
Xúc tác tổng hợp amôniác dạng cục	6,1 (8,25 x 6,25 x 3,8)	960	0,465	5200.10^3	2420
Xúc tác cho chuyển hóa CO dạng viên dẹt	d = 11,5; H = 6	460	0,38	1085.10^3	1100
Xúc tác axit sunfuric dạng viên dẹt	d = 11; h = 6,5	415	0,43	1000.10^3	614
Đệm vòng sứ xếp thứ tự	50 x 50 x 5	110	0,735	-	650
	80 x 80 x 8	80	0,72	-	670
	100 x 100 x 10	60	0,72	-	670
Đệm vỉ gỗ	10 x 100 bước 10	100	0,55		210
	10 x 100 bước 20	65	0,68		145
	10 x 100 bước 30	48	0,77		110

Khi rãnh chóp mở hoàn toàn:

$$d_{td} = 4f_x/\Pi;$$

ở đây f_x - diện tích tiết điện tự do của rãnh $f_x = h_r.b$; h_x, b - chiều cao và chiều rộng rãnh (nếu rãnh chữ nhật); Π - chu vi rãnh.

- Trở lực của lớp chất lỏng trên đĩa (trở lực thủy tĩnh):

$$\Delta P_t = \rho_b.g(h_b - \frac{h_r}{2}) \text{ , N/m}^2; \qquad \text{(IX.139)}$$

trong đó h_r - chiều cao của khe chóp, m; ρ_b - khối lượng riêng của bọt, thường $\rho_b = (0{,}4 \div 0{,}6)\rho_x$, kg/m^3; h_b - chiều cao của lớp bọt trên đĩa, xem công thức (IX.110), m; g - gia tốc trọng trường, m/s^2.

50. Trở lực của tháp đĩa lưới có ống chảy chuyền xác định theo công thức (IX.135) và (IX.136) trong đó các trở lực thành phần xác định như sau [40.697]:

- Trở lực của đĩa khô ΔP_k :

$$\Delta P_k = \xi \frac{\rho_y . \omega_o^2}{2} \text{ , N/m}^2; \qquad \text{(IX.140)}$$

ω_o - tốc độ khí (hơi) qua lỗ, m/s; ρ_y - khối lượng riêng trung bình của pha khí (hơi), kg/m^3; ξ - hệ số trở lực (đối với đĩa có tiết diện tự do của lỗ bằng 7 ÷ 10% diện tích chung thì $\xi = 1{,}82$; đối với đĩa có tiết diện tự do của lỗ bằng 15 ÷ 20% diện tích chung thì $\xi = 1{,}45$).

- Trở lực do sức căng bề mặt ΔP_s:

Đĩa có đường kính lỗ nhỏ hơn 1 mm:

$$\Delta P_s = \frac{4\sigma}{d_{lỗ}} \text{ , N/m}^2; \qquad \text{(IX.141)}$$

Đĩa có đường kính lỗ lớn hơn 1mm:

$$\Delta P_s = \frac{4\sigma}{1{,}3d_{lỗ} + 0{,}08d_{lỗ}^2} \text{ , N/m}^2; \qquad \text{(IX.142)}$$

trong đó: σ - sức căng bề mặt, N/m^2; $d_{lỗ}$ - đường kính lỗ, m; đường kính lỗ của đĩa lưới thường trong khoảng 0,8 ÷ 3mm; nếu lỗ không phải hình tròn thì phải lấy đường kính tương đương.

- Trở lực thủy tĩnh do chất lỏng trên đĩa tạo ra:

$$\Delta P_t = 1{,}3[Kh_c + \sqrt[3]{K(\frac{G_x}{mL_c})^2}]g\rho_x \text{, N/m}^2; \qquad \text{(IX.143)}$$

trong đó h_c - chiều cao ống chảy chuyền nhô lên trên đĩa, (chiều cao cửa chảy tràn), m; G_x - lưu lượng lỏng, kg/h; L_c - chiều dài cửa chảy tràn, m; m - hệ số lưu lượng qua cửa chảy tràn (khi $G_x/L_c \le 5$ m^3/m.h thì $m = 6400$; khi $G_x/L_c > 5$ m^2/m.h thì $m = 10000$); ρ_x - khối lượng riêng của lỏng, kg/m^3; K - tỉ số giữa khối lượng riêng của bọt và khối lượng riêng của lỏng không bọt (khi tính toán chấp

nhận $K = 0,5$).

51. Trở lực của tháp đĩa lưới không có ống chảy chuyền xác định theo công thức (IX.135) và (IX.136), các trở lực thành phần tính như sau [40.698]:

- Trở lực đĩa khô:

$$\Delta P_k = \xi \frac{\omega_o^2 \rho_y}{2} \quad , \text{N/m}^2 \qquad \text{(IX.144)}$$

trong đó ϖ_o - tốc độ khí (hơi) qua lỗ của đĩa, m/s; ρ_y - khối lượng riêng của khí hoặc hơi, kg/m^3; ξ - hệ số trở lực (đối với đĩa lỗ $\xi = 2,1$; đối với đĩa lưới rãnh $\xi = 1,4 \div 1,5$; đối với đĩa lưới ống làm bằng các đoạn ống gắn trên đĩa $\xi = 0,9 \div 1$).

Hệ số ξ có thể xác định theo công thức sau:

$$\xi = (1 - \frac{f_{td}}{f_d})^2 + \xi_p + \frac{4000 f_{td}.d_{lỗ}\delta}{f_d.R_e^{0,2}.d_{td}} ; \qquad \text{(IX.145)}$$

trong đó f_{td} - diện tích mặt cắt tự do của đĩa, m^2; f_d - diện tích chung của đĩa, m^2; ξ_p - hệ số trở lực phụ thuộc vào tỉ số f_{td}/f_d (bảng IX.9); $d_{lỗ}$ - đường kính lỗ hay chiều rộng của khe, m; d_{td} - đường kính tương đương của lỗ (đối với đĩa lỗ $d_{td} = d_{lỗ}$; đối với rãnh $t_{td} = 2a$, trong đó a là chiều rộng của rãnh); δ - chiều dày đĩa, m;

$$Re = \frac{\omega'_o.d_{td}.\rho_y}{\mu_y} ;$$

ở đây ω_o - tốc độ khí (hơi) qua tiết diện tự do của đĩa, m/s; ρ_y - khối lượng riêng của khí (hơi), kg/m^3; μ_y - độ nhớt của khí (hơi), N.s/m^2.

Bảng IX.9. **Giá trị hệ số ξ_p trong công thức (IX.145)** [40.699]

f_{td} / f_d	0,01	0,1	0,2	0,3	0,4
ξ_p	0,5	0,47	0,45	0,38	0,34

- Trở lực do sức căng bề mặt xác định theo công thức (IX.138) trong đó d_{td} là đường kính tương đương của lỗ hay rãnh.

- Trở lực thủy tĩnh của lớp chất lỏng trên đĩa:

$$\Delta P_t = \rho_b g h_b, \text{ N/m}^2; \qquad \text{(IX.146)}$$

trong đó h_b - chiều cao lớp bọt trên đĩa

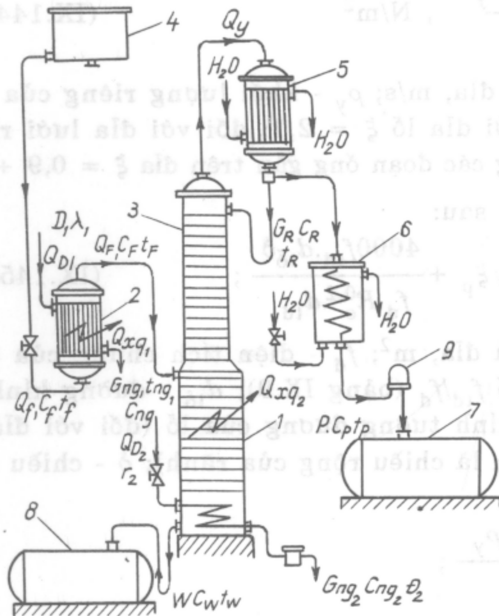
$$h_b = 4d_{td} (\frac{\omega_o^2}{g.d_{td}})^{0,2}, \text{ m}; \qquad \text{(IX.147)}$$

ρ_b - khối lượng riêng của bọt trên đĩa:

$$\rho_b = 0,43 (\frac{G_x}{G_y})^{0,325} (\frac{\rho_y}{\rho_x})^{0,18} (\frac{\mu_x}{\mu_y})^{0,036}.\rho_x, \text{ kg/m}^3; \qquad \text{(IX.148)}$$

ở đây G_x, G_y - lưu lượng lỏng và khí (hơi), kg/s; ρ_x, ρ_y - khối lượng riêng của lỏng và khí (hơi), kg/m^3; μ_x, μ_y - độ nhớt của lỏng và khí (hơi), N.s/m^2.

§3. Cân bằng nhiệt lượng của tháp chưng luyện và chưng đơn giản



Hình IX.28. Sơ đồ thiết bị chưng luyện:
1- đoạn chung; 2- thiết bị đun nóng; 3- đoạn luyện; 4- thùng cao vị; 5- thiết bị ngưng tụ hồi lưu; 6. thiết bị ngưng tụ làm lạnh; 7- thùng chứa sản phẩm đỉnh; 8- thùng chứa sản phẩm đáy; 9- bộ phận quan sát

Chưng luyện liên tục:

52. Cân bằng nhiệt lượng của thiết bị đun nóng hỗn hợp đầu:

$$Q_{D1} + Q_f = Q_F + Q_{ngl} + Q_{xql}, \text{ J/h.} \quad \text{(IX.149)}$$

- Nhiệt lượng do hơi đốt mang vào Q_{D1}:

$$Q_{D1} = D_1\lambda_1 = D_1(r_1 + \theta_1 C_1), \text{ J/h;} \quad \text{(IX.150)}$$

trong đó D_1 - lượng hơi đốt, kg/h; r_1 - ẩn nhiệt hóa hơi, J/kg; λ_1 - hàm nhiệt (nhiệt lượng riêng) của hơi đốt, J/kg; θ_1 - nhiệt độ nước ngưng, ^oC; C_1 - nhiệt dung riêng của nước ngưng, J/kg.độ.

- Nhiệt lượng do hỗn hợp đầu mang vào Q_f:

$$Q_f = F.C_f.t_f, \text{ J/h;} \quad \text{(IX.151)}$$

trong đó F - lượng hỗn hợp đầu, kg/h; C_f - nhiệt dung riêng của hỗn hợp đầu, J/kg.độ; t_f - nhiệt độ đầu của hỗn hợp, ^oC.

- Nhiệt lượng do hỗn hợp đầu mang ra Q_F:

$$Q_F = F.C_F.t_F, \text{ J/h;} \quad \text{(IX.152)}$$

trong đó C_F - nhiệt dung riêng của hỗn hợp khi đi ra, J/kg.độ; t_F - nhiệt độ hỗn hợp khi ra khỏi thiết bị đun nóng, ^oC.

- Nhiệt lượng do nước ngưng mang ra Q_{ngl}:

$$Q_{ng1} = G_{ng1} \cdot C_1.\theta_1 = D_1.C_1.\theta_1, \text{ J/h}; \qquad \text{(IX.153)}$$

G_{ng1} - lượng nước ngưng, bằng lượng hơi đốt, kg/h.

- Nhiệt lượng mất ra môi trường xung quanh lấy bằng 5% nhiệt tiêu tốn

$$Q_{xq1} = 0{,}05D_1r_1, \text{ J/h} \qquad \text{(IX.154)}$$

- Lượng hơi đốt (lượng hơi nước) cần thiết để đun nóng dung dịch đầu đến nhiệt độ sôi là:

$$D_1 = \frac{Q_F + Q_{ng1} + Q_{xq1} - Q_f}{\lambda_1} = \frac{Q_F - Q_f}{0{,}95r_1} \quad ;$$

$$D_1 = \frac{F(C_F.t_F - C_f.t_f)}{0{,}95r_1}, \text{ kg/h.} \qquad \text{(IX.155)}$$

53. Cân bằng nhiệt lượng của tháp chưng luyện:

Tổng lượng nhiệt mang vào tháp bằng tổng lượng nhiệt mang ra:

$$Q_F + Q_{D2} + Q_R = Q_y + Q_w + Q_{xq} + Q_{ng2}; \qquad \text{(IX.156)}$$

- Nhiệt lượng do hỗn hợp đầu mang vào tháp: Q_F, J/h;

- Nhiệt lượng do hơi đốt mang vào tháp Q_{D2}:

$$Q_{D2} = D_2.\lambda_2 = D_2(r_2 + C_2\theta_2), \text{ J/h}; \qquad \text{(IX.157)}$$

trong đó D_2 - lượng hơi đốt cần thiết để đun sôi dung dịch trong đáy tháp, kg/h; r_2 - ẩn nhiệt hóa hơi, J/h; λ_2 - hàm nhiệt (nhiệt lượng riêng) của hơi đốt, J/kg; θ_2, C_2 - nhiệt độ °C, và nhiệt dung riêng của nước ngưng, J/kg.độ.

- Nhiệt lượng do lượng lỏng hồi lưu mang vào Q_R:

$$Q_R = G_R.C_R.t_R, \text{ J/h}; \qquad \text{(IX.158)}$$

trong đó G_R - lượng lỏng hồi lưu:

$$G_R = P.\ R_x, \text{ kg/h};$$

P, R_x - lượng sản phẩm đỉnh và chỉ số hồi lưu; C_R, t_R - nhiệt dung riêng, J/kg.độ, và nhiệt độ của chất lỏng hồi lưu, °C.

- Nhiệt lượng do hơi mang ra ở đỉnh tháp Q_y;

$$Q_y = P(1 + R_x)\lambda_d, \text{ J/h}; \qquad \text{(IX.159)}$$

trong đó λ_d - nhiệt lượng riêng của hơi ở đỉnh tháp, J/kg;

$$\lambda_d = \lambda_1 a_1 + \lambda_2 a_2;$$

λ_1, λ_2 - nhiệt lượng riêng của cấu tử *1* và *2* ở đỉnh, J/kg; a_1, a_2 - phần khối lượng của cấu tử *1* và *2* trong hơi ở đỉnh tháp.

- Nhiệt lượng do sản phẩm đáy mang ra Q_w:

$$Q_w = W.C_w.t_w, \text{ J/h}; \qquad \text{(IX.160)}$$

W - lượng sản phẩm đáy tháp, kg/h; C_w - nhiệt dung riêng của sản phẩm đáy, J/kg.độ; t_w - nhiệt độ của sản phẩm đáy, °C.

- Nhiệt lượng do nước ngưng mang ra Q_{ngt}:

$$Q_{ngt} = G_{ngt}.C_2.\theta_2, \text{ J/h}; \qquad (IX.161)$$

trong đó G_{ngt} - lượng nước ngưng tụ, kg/h; C_2, θ_2 - nhiệt dung riêng, J/kg.độ và nhiệt độ của nước ngưng, ^oC.

- Nhiệt lượng tổn thất ra môi trường xung quanh Q_{xq2} lấy bằng 5% nhiệt tiêu tốn ở đáy tháp

$$Q'_{xq2} = 0{,}05D_2r_2 \text{ , J/h}. \qquad (IX.162)$$

- Vậy lượng hơi đốt cần thiết để đun sôi dung dịch ở đáy tháp là:

$$D_2 = \frac{Q_y + Q_w + Q_{ngt} + Q_{xq2} - Q_F - Q_R}{\lambda_2} \text{ , kg/h}. \qquad (IX.163)$$

54. Cân bằng nhiệt lượng của thiết bị ngưng tụ:

- Nếu chỉ ngưng tụ lượng hồi lưu thì:

$$P.R_x.r = G_{n1}.C_n (t_2 - t_1)$$

rút ra lượng nước lạnh tiêu tốn cần thiết G_{n1}:

$$G_{n1} = \frac{P.R_x.r}{C_n(t_2 - t_1)}, \text{ kg/h}; \qquad (IX.164)$$

trong đó r - ẩn nhiệt ngưng tụ, J/kg; C_n - nhiệt dung riêng của nước ở nhiệt độ trung bình $(t_1 + t_2)/2$, J/kg.độ; t_1, t_2 - nhiệt độ vào và ra của nước làm lạnh, ^oC.

- Nếu ngưng tụ hoàn toàn thì:

$$P(R_x + 1)r = G_nC_n(t_2 - t_1);$$

rút ra lượng nước lạnh tiêu tốn G_n:

$$G_n = \frac{P(R_x + 1)r}{C_n(t_2 - t_1)} \text{ , kg/h}; \qquad (IX.165)$$

trong đó C_n - nhiệt dung riêng của nước làm lạnh, J/kg.độ.

55. Cân bằng nhiệt lượng của thiết bị làm lạnh:

- Nếu trong thiết bị ngưng tụ chỉ ngưng tụ lượng hồi lưu thì:

$$P[r + C_p(t'_1 - t'_2)] = G_{n3}C_n(t_2 - t_1). \qquad (IX.166)$$

- Nếu đã ngưng tụ hoàn toàn trong thiết bị ngưng tụ thì:

$$P.C_p(t'_1 - t'_2) = G_{n4}C_n (t_2 - t_1); \qquad (IX.167)$$

trong hai công thức trên C_p - nhiệt dung riêng của sản phẩm đỉnh đã ngưng tụ, J/kg.độ; t'_1, t'_2 - nhiệt độ đầu và cuối của sản phẩm đỉnh đã ngưng tụ; ^oC; G_{n3}, G_{n4} - lượng nước làm lạnh của hai trường hợp, kg/h.

Chưng luyện gián đoạn:

56. Cách tính giống như với chưng luyện liên tục. Chú ý là quá trình đun nóng

và đun sôi cùng thực hiện trong một thiết bị đặt trong hoặc ngoài tháp.

Chưng đơn giản:

57. Lượng hơi đốt được xác định như sau:

$$D = \frac{Q_s + Q_{b.h} + Q_{xq}}{r}, \text{ kg}; \qquad \text{(IX.168)}$$

- Nhiệt lượng cần để đun sôi dung dịch Q_s:

$$Q_s = F.C_F(t_c - t_d), \text{ J}; \qquad \text{(IX.169)}$$

trong đó t_d, t_c - nhiệt độ đầu và cuối của dung dịch, °C; C_F - nhiệt dung riêng của dung dịch, J/kg.độ; F - lượng dung dịch đầu, kg.

- Nhiệt lượng cần để bốc hơi một lượng sản phẩm đỉnh G_p là:

$$Q_{b.h} = G_p.r_d, \text{ J}; \qquad \text{(IX.170)}$$

$$r_d = r_1y_1 + r_2y_2;$$

trong đó r_d - ẩn nhiệt hóa hơi của sản phẩm đỉnh tháp, J/kg; r_1, r_2 - ẩn nhiệt của cấu tử *1* và *2* lấy theo nhiệt độ trung bình ở đỉnh; y_1, y_2 - nồng độ phần mol trung bình của cấu tử *1* và *2*.

58. Lượng nước lạnh cần thiết để ngưng tụ và làm lạnh:

$$G_n = \frac{G_p(\lambda_h - t_pC_p)}{C_n(t_2 - t_1)}, \text{ kg}; \qquad \text{(IX.171)}$$

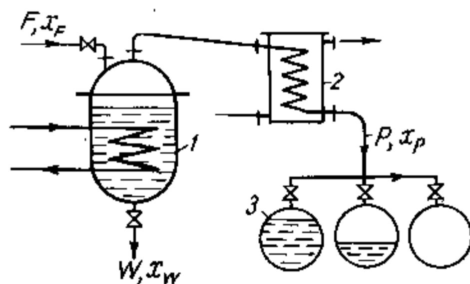
trong đó λ_h - nhiệt lượng riêng (hàm nhiệt) của hơi, J/kg; t_1, t_2 - nhiệt độ đầu và cuối của nước, °C; C_n - nhiệt dung riêng của nước, J/kg.độ; t_p - nhiệt độ của chất lỏng ngưng tụ (sản phẩm đỉnh), °C; C_p - nhiệt dung riêng của chất lỏng ngưng tụ (sản phẩm đỉnh), J/kg.độ.

D. CHƯNG LUYỆN ĐƠN GIẢN

59. Nguyên tắc và sơ đồ chưng đơn giản

Trong quá trình chưng đơn giản hơi tạo thành được lấy ra ngay và cho ngưng tụ. Thành phần và lượng, sản phẩm đỉnh và đáy luôn thay đổi theo thời gian. Sơ đồ chưng đơn giản được mô tả như sau (hình IX.29).

Dung dịch đầu được cho vào nồi chưng *1*, ở đây dung dịch được đun bốc hơi. Hơi tạo thành đi vào thiết bị ngưng tụ làm lạnh *2*. Sau khi được ngưng tụ và đã làm lạnh đến nhiệt độ cần thiết, chất lỏng đi vào các thùng chứa *3*. Sau khi đã đạt được yêu cầu chưng, chất lỏng còn lại trong nồi *1* được tháo ra.



Hình IX.29. Sơ đồ chưng đơn giản:
1- nồi chưng; 2- thiết bị ngưng tụ; 3- bình chứa

Như vậy quá trình là gián đoạn. Nếu

muốn thành phần sản phẩm không thay đổi ta tiến hành chưng liên tục.

Chưng đơn giản được ứng dụng cho những trường hợp sau:

- khi nhiệt độ sôi của hai cấu tử khác nhau xa;
- khi không đòi hỏi sản phẩm có độ tinh khiết cao;
- khi cần tách hỗn hợp lỏng ra khỏi các tạp chất không bay hơi;
- khi muốn tách sơ bộ hỗn hợp nhiều cấu tử.

60. Tính toán quá trình chưng đơn giản

Ở đây ta xét đối với quá trình chưng gián đoạn, thành phần và lượng sản phẩm luôn thay đổi theo thời gian.

Ta gọi: F - lượng hỗn hợp ban đầu, kg; x_F - thành phần cấu tử dễ bay hơi trong hỗn hợp đầu, phần mol; W - lượng chất lỏng chứa trong nồi ở thời điểm bất kỳ, kg; x - thành phần cấu tử dễ bay hơi trong hỗn hợp lỏng ứng với lượng chất lỏng W, phần mol; y - thành phần cấu tử dễ bay hơi trong hỗn hợp hơi ứng với x, phần mol.

Khi bốc hơi được một lượng vô cùng nhỏ dW thì nồng độ cấu tử dễ bay hơi của chất lỏng trong nồi sẽ giảm đi một lượng dx và do đó lượng chất lỏng còn lại trong nồi là $W - dW$. Như vậy lượng cấu tử dễ bay hơi ở trong nồi tại thời điểm đang xét sẽ là:

$$(W - dW)\ (x - dx);$$

và lượng cấu tử dễ bay hơi chuyển vào pha hơi là: $y.dW$.

Kết quả, ta sẽ có phương trình cân bằng vật liệu đối với cấu tử dễ bay hơi ở tại thời điểm đang xét là:

$$W.x = (W - dW)(x - dx) + y.dW;$$

hay

$$W.x = W.x - xdW - W.dx + dW.dx + y.dW;$$

Lượng $dW.dx$ rất bé nên có thể bỏ qua, đơn giản đi ta có:

$$\frac{dW}{W} = \frac{dx}{(y - x)} \quad . \qquad \text{(IX.172a)}$$

Nếu sau khi chưng, trong nồi còn lại lượng hỗn hợp W_1 với thành phần là x_1, thì ta có thể lấy tích phân phương trình (IX.172a) từ W_1 đến F và từ x_1 đến x_F:

$$\int_{W_1}^{F} \frac{dW}{W} = \int_{x_1}^{x_F} \frac{dx}{y - x} \quad . \qquad \text{(IX.172b)}$$

Phương trình này chỉ giải được bằng đồ thị.

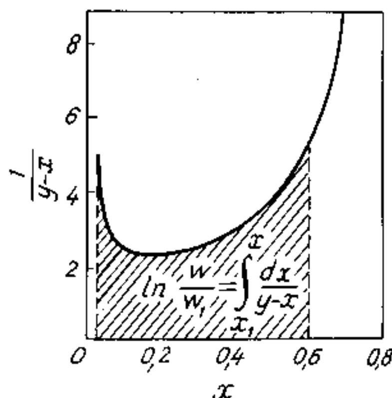
Ta dùng đường cân bằng của hỗn hợp đã biết để xây dựng đồ thị phụ thuộc giữa $1/(y - x)$ và x.

Ta cho lần lượt các giá trị của x, từ các giá trị đó theo đường cân bằng đã biết tìm các giá trị y tương ứng. Tính các giá trị $1/(y - x)$ và đặt lên trục tung ứng với

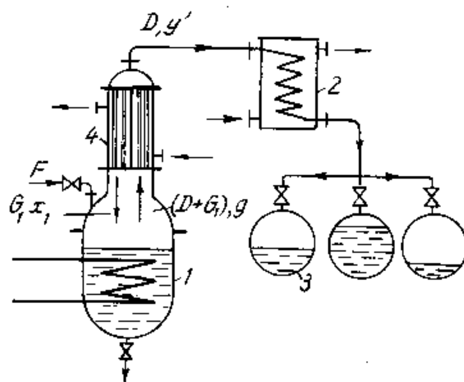
các giá trị x trên trục hoành. Từng cặp giá trị $1/(y - x)$ và x sẽ cho ta các điểm trên hệ trục tọa độ. Nối các điểm đó lại ta có một đường cong. Diện tích gạch chéo giới hạn bởi đường cong và hai đường thẳng có hoành độ x_1 và x_F là giá trị ta muốn tìm:

$$ln \frac{F}{W_1} = S;$$

S là diện tích gạch chéo, xác định bằng đồ thị.



Hình IX.30. Để xác định lượng sản phẩm đáy



Hình IX.31. Sơ đồ chưng đơn giản có hồi lưu: 1- nồi chưng; 2- thiết bị ngưng tụ; 3- thùng chứa; 4- bộ phận ngưng tụ hồi lưu

Biết được giá trị S ta sẽ tìm được lượng sản phẩm đáy sau khi chưng:

$$W_1 = \frac{F}{e^S} . \qquad \text{(IX.173)}$$

Do thành phần sản phẩm đỉnh luôn thay đổi nên thường lấy giá trị trung bình x_{ptb}. Từ phương trình cân bằng vật liệu của toàn bộ quá trình:

$$F = W_1 + D; \qquad \text{(IX.174)}$$

viết cho cấu tử dễ bay hơi:

$$Fx_F = W_1 . x_1 + D . x_{ptb}; \qquad \text{(IX.175)}$$

rút ra:

$$x_{ptb} = \frac{F . x_F - W_1 x_1}{D} \qquad \text{(IX.176)}$$

D - lượng sản phẩm đỉnh.

Trong thực tế, muốn tăng độ tinh khiết của sản phẩm đỉnh, ta thường dùng chưng đơn giản có hồi lưu.

Trong trường hợp này, hơi bốc lên từ nồi chưng *1* được ngưng tụ một phần ở thiết

bị ngưng tụ hồi lưu *4* rồi trở về nồi *1*. Phần hơi còn lại đi qua thiết bị ngưng tụ làm lạnh *2*, chất lỏng ngưng tụ - sản phẩm đỉnh được chứa ở các thùng chứa *3*.

E. CHƯNG BẰNG HƠI NƯỚC TRỰC TIẾP

61. Nguyên lý. Nếu có hai chất lỏng *A* và *B* không hòa tan vào nhau, khi trộn lẫn thì áp suất của chúng bên trên hỗn hợp không phụ thuộc vào thành phần của *A* và *B*, và áp suất chung bằng tổng số áp suất hơi bão hòa của các cấu tử ở cùng nhiệt độ. Ở cùng một áp suất, nhiệt độ sôi của hỗn hợp hai cấu tử sẽ bé hơn nhiệt độ sôi của cấu tử có nhiệt độ sôi thấp. Ví dụ, fenol ở áp suất $p = 760$ mmHg sôi ở 181°C. Nếu thêm nước vào thì áp suất chung là:

$$P = P_{ph} + P_{H_2O}; \qquad \text{(IX.177)}$$

từ đó có $P_{H_2O} = P - P_{ph} = 760 - P_{ph}$, mmHg.

Ở 760 mmHg nước sôi ở 100°C, mà trong trường hợp này $p_{H_2O} < 760$mmHg, nên nhiệt độ sôi của nước bé hơn 100°C và nhiệt độ sôi của hỗn hợp lúc đó cũng bé hơn 100°C.

Nhiệt độ sôi của hỗn hợp có thể tính được bằng giải tích hay bằng đồ thị.

Trường hợp muốn tính bằng giải tích thì cần biết hai áp xuất ở hai nhiệt độ. Cụ thể tính nhiệt độ sôi của hỗn hợp fenol-nước ở áp suất 760 mmHg như sau:

Tại nhiệt độ	100°C	181°C
p_{ph}, mmHg	40	760
p_{H2}O, mmHg	760	7790
tổng áp suất	800	8550

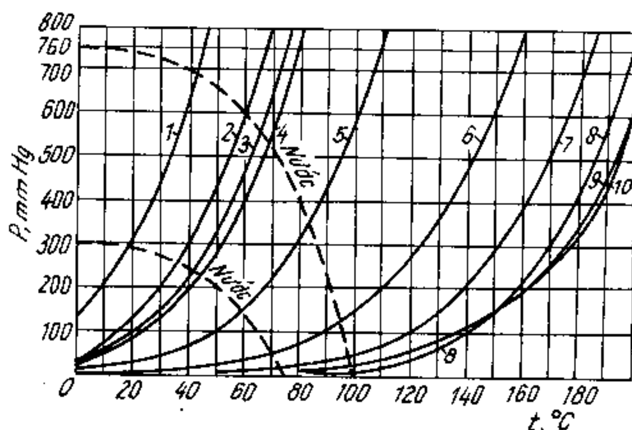
Nhiệt độ sôi của hỗn hợp là:

$$t_s = 181 - \frac{181 - 100}{8550 - 800}(8550 - 760) = 90{,}5°\text{C}.$$

Một cách tổng quát, nhiệt độ sôi của hỗn hợp ở áp suất 760 mmHg tính theo công thức:

$$t_s = t_{s(B)} - \frac{t_{s(B)} - t_{s(A)}}{p_{ch(B)} - p_{ch(A)}}(p_{ch(B)} - 760) \qquad \text{(IX.178)}$$

trong đó t_s - nhiệt độ sôi của hỗn hợp, °C; $t_{s(B)}$ - nhiệt độ sôi của cấu tử khó bay hơi nguyên chất ở áp suất thường (760 mmHg), °C; $t_{s(A)}$ - nhiệt độ sôi của cấu tử dễ bay hơi nguyên chất ở áp suất thường (760mmHg)°C; $p_{ch(B)}$ - áp suất chung của hỗn hợp ứng với $t_{s(B)}$, mmHg; $p_{ch(A)}$ - áp suất chung của hỗn hợp ứng



Hình IX.32. Sự phụ thuộc giữa áp suất hơi bão hòa của các chất lỏng hữu cơ không tan trong nước và nhiệt độ

với $t_{s(A)}$, mmHg.

Trường hợp không tính bằng giải tích, ta có thể tra theo đồ thị hình IX.32:

1. Cacbon đisunfua (CS_2)

2. Hecxan (C_6H_{14})

3. Cacbontetraclorua (CCl_4)

4. Benzen (C_6H_6)

5. Toluen (C_7H_8)

7. Dầu thông

7. Anilin ($C_6H_6NH_2$)

8. Crezol

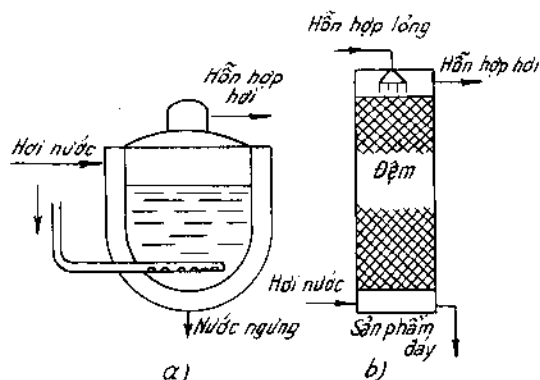
8. Nitrobenzen ($C_6H_5NO_2$)

10. Nitrotoluen ($C_7H_7NO_2$)

62. Sơ đồ chưng bằng hơi nước trực tiếp

Khi chưng bằng hơi nước trực tiếp, người ta phun hơi nước qua lớp chất lỏng bằng bộ phận phun. Hơi nước có thể là hơi bão hòa hay quá nhiệt. Trong quá trình tiếp xúc giữa hơi nước và chất lỏng, cấu tử cần chưng sẽ khuếch tán vào trong hơi, hỗn hợp hơi nước và cấu tử bay hơi đó được đưa ra khỏi thiết bị chưng, ngưng tụ và tách thành sản phẩm. Quá trình chưng bằng hơi nước trực tiếp hợp lý nhất là chỉ dùng để tách cấu tử bay hơi không tan trong nước ra khỏi tạp chất không bay hơi. Trường hợp này sản phẩm ngưng sẽ phân lớp, ta có thể dễ dàng tách cấu tử hay hơi ta khỏi nước

Ưu điểm của quá trình chưng bằng hơi nước trực tiếp là giảm được nhiệt độ sôi của hỗn hợp, có lợi đối với những chất dễ bị phân hủy ở nhiệt độ cao cũng như đối với những chất có nhiệt độ sôi quá cao mà khi chưng gián tiếp đòi hỏi phải dùng hơi có áp suất cao.



Hình IX.33. Sơ đồ chưng bằng hơi nước trực tiếp: a) chưng gián đoạn; b) chưng liên tục (tháp chưng)

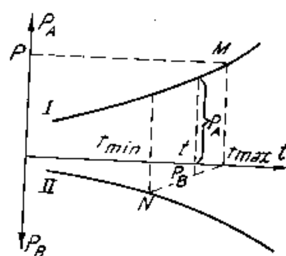
Căn cứ vào trạng thái của hơi nước khi đi ra khỏi thiết bị chưng người ta phân biệt:

- chưng bằng hơi nước quá nhiệt nếu áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp hơi đi ra khỏi thiết bị bé hơn áp suất hơi nước bão hòa ở cùng nhiệt độ;

- chưng bằng hơi nước bão hòa: nếu áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp hơi đi ra khỏi thiết bị bằng áp suất hơi nước bão hòa ở cùng nhiệt độ.

63. Cách chọn nhiệt độ chưng:

Trường hợp cấu tử cần chưng ở một pha riêng biệt (tức là trường hợp tạp chất không bay hơi, không tan trong cấu tử cần chưng) ta có thể chọn nhiệt độ chưng theo phương pháp Gralovski. Phương pháp đó như sau: trên hệ tọa độ p - t ta đặt nhiệt độ ở trục hoành, ở trục tung phía trên ta đặt giá trị áp suất hơi bão hòa p_A của cấu tử cần chưng và ở trục tung dưới ta đặt áp suất suất hơi bão hòa p_B của nước. Vẽ đường cong phụ thuộc giữa áp suất và nhiệt độ. Áp suất chung trong nồi chưng bằng tổng số áp suất riêng phần của hơi nước và cấu tử cần chưng:



Hình IX.34. Chọn nhiệt độ chưng trong trường hợp tạp chất không bay hơi không tan trong cấu tử cần chưng

$$p = p_A + p_B. \qquad \text{(IX.179)}$$

Đặt áp suất chung p vào trục tung trên và vẽ qua p một đường thẳng song song với trục hoành, cắt đường cong I tại điểm M. Điểm M biểu thị cho nhiệt độ chưng t_{max} cao nhất mà ta có thể tiến hành được ở áp suất p. Trong trường hợp giới hạn này, áp suất riêng phần của hơi nước bằng không.

Từ điểm t_{max}, kẻ đường song song với đường cong I, cắt đường cong II tại điểm N. Điểm N biểu thị cho nhiệt độ t_{min} bé nhất mà ta có thể tiến hành được ở áp suất p.

Từ hình vẽ ta thấy rằng: nếu chưng ở nhiệt độ $t = t_{min}$ thì áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp bằng áp suất hơi nước bão hòa. Nếu nhiệt độ chưng $t > t_{min}$ thì áp suất riêng phần của hơi nước trong hỗn hợp hơi bé hơn áp suất riêng phần của hơi nước bão hòa ở cùng nhiệt độ, đó là quá trình chưng bằng hơi nước quá nhiệt.

64. Xác định lượng hơi nước tiêu tốn

Có thể xác định lượng hơi nước tiêu tốn lý thuyết dùng để mang cấu tử cần chưng ra theo công thức sau:

$$\frac{G_A}{G_B} = \frac{p_A . M_A}{p_B . M_B} \;;$$

từ đó rút ra:

$$G_B = G_A \frac{p_B . M_B}{p_A . M_A} \;; \qquad \text{(IX.180)}$$

trong đó G_A - lượng cấu tử A cần chưng, kg; G_B - lượng hơi nước tiêu tốn, kg; p_A - áp suất riêng phần của cấu tử cần chưng, mmHg; p_B - áp suất riêng phần của hơi nước, mmHg; M_A - khối lượng mol của cấu tử cần chưng; M_B - khối lượng mol của nước.

Trong thực tế, hơi nước đi ra khỏi thiết bị không thể bão hòa hoàn toàn được cấu tử cần chưng, vì vậy lượng hơi nước tiêu tốn thực tế là:

$$G_B = G_A . \frac{p_B . M_B}{p_A . M_A} . \frac{1}{\varphi}, \text{ kg}; \qquad \text{(IX.181)}$$

trong đó φ - hệ số bão hòa. Hệ số này phụ thuộc vào chế độ thủy động lực của quá trình chưng. Có ba chế độ thủy động lực [40.712]:

- chế độ sủi bong bóng: tốc độ hơi nước bé, hơi đi qua dung dịch ở dạng những bong bóng riêng biệt, $\varphi = 1$;

- chế độ bọt: hơi nước và dung dịch tạo thành bọt

$$\varphi = 1,17Fr^{0,12}.\left(\frac{M_A p_A}{18 p_B}\right)^{-0,125}\left(\frac{f_c}{f_o}\right)^{0,28}\left(\frac{D_c}{h_1}\right)^{-0,48}; \quad (IX.182)$$

- chế độ tia: tốc độ hơi nước lớn, hơi đi qua chất lỏng thành tia liên tục.

$$\varphi = 5,52Fr^{0,485}\left(\frac{M_A.P_A}{18P_B}\right)^{-0,48}.\left(\frac{f_c}{f_o}\right)\left(\frac{D_c}{h_1}\right)^{-2,3}; \quad (IX.183)$$

trong các công thức trên $Fr = \omega^2/gD_c$ - chuẩn số Fruit; g - gia tốc trọng trường, m/s^2; D_c - đường kính nồi chưng, m; f_c - mặt cắt tự do của thiết bị chưng, m^2; f_o - mặt cắt lỗ ống phun hơi vào chất lỏng, m^2; h_1 - chiều cao lớp chất lỏng mà hơi đi qua, m; ω - tốc độ hơi, m/s.

Khi $h_5 > 0,6$m, người ta chấp nhận $h_1 = 0,6$m vì khi đó h_1 thực tế không ảnh hưởng đến hệ số bão hòa φ.

Nếu ký hiệu:

$$A = Fr^{-0,12}\left(\frac{M_A.P_A}{18.P_B}\right)^{-0,125}.\left(\frac{f_c}{f_o}\right)^{0,28}.\left(\frac{D_c}{h_1}\right)^{-0,48}; \quad (IX.184)$$

khi $A > 0,84$ - chế độ sủi bong bóng;

khi $0,84 > A > 0,75$ - chế độ bọt;

khi $A < 0,75$ - chế độ tia.

Chú ý: Công thức (IX.181) chưa tính đến lượng hơi để đun nóng đến nhiệt độ chưng và lượng hơi để bốc hơi cấu tử cần tách. Thường người ta đun nóng dung dịch bằng hơi gián tiếp hay bằng khí lò. Ngoài ra để tránh phân hủy chất lỏng và để giảm hao tổn hơi, người ta tiến hành chưng trong chân không. Lượng nhiệt hao tổn chung khi chưng bằng hơi nước trực tiếp lớn hơn so với chưng đơn giản một đại lượng bằng lượng nhiệt do hơi mang ra.

65. Sự phụ thuộc giữa năng suất và nhiệt độ chưng

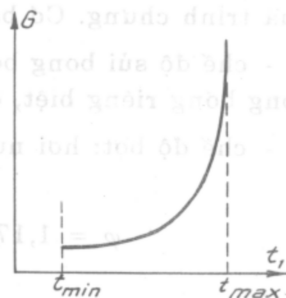
Năng suất tính đối với 1kg hơi nước xác định theo công thức sau:

$$g = \frac{M_A p_A}{18.p_B} = \frac{M_A.p_A}{(p - p_A).18}; \quad (IX.185)$$

p - áp suất chung, $p = p_A + p_B$.

Phương trình này cho phép ta tìm được sự phụ thuộc giữa năng suất chưng và nhiệt độ chưng.

Dựa vào phương trình (IX.185) ta thấy các đại lượng M_A, 18, p là không đổi, như vậy năng suất: $g = f(p_A)$ tức là $g = f(t)$. Như vậy khi cho một giá trị áp suất p_A ta sẽ có một giá trị nhiệt độ t_A tương ứng và cũng sẽ có được một giá trị năng suất g tương ứng với nhiệt độ t_A. Trên nguyên tắc đó, khi cho nhiều giá trị áp suất p_A khác nhau sẽ có được mối quan hệ phụ thuộc giữa năng suất và nhiệt độ. Biểu diễn mối quan hệ đó lên đồ thị, trục tung là năng suất, trục hoành là nhiệt độ, ta nhận được một đường cong.



Hình IX.35. Sự phụ thuộc của năng suất chưng vào nhiệt độ

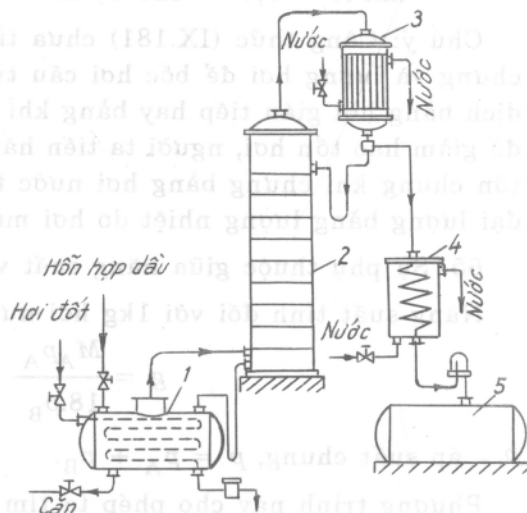
Nhìn vào đồ thị, ta thấy rằng: năng suất bé nhất ứng với nhiệt độ t_{min} (tức là chưng bằng hơi nước bão hòa) nhiệt độ tăng thì năng suất cũng tăng và năng suất vô cùng lớn khi nhiệt độ chưng đạt được t_{max}.

Theo quan điểm nâng cao năng suất chưng và tiết kiệm hơi nước thì tốt nhất là chưng ở nhiệt độ cao (tức là chưng bằng hơi nước quá nhiệt). Tuy nhiên sự tăng cao nhiệt độ sẽ ngược lại với yêu cầu là cần giảm nhiệt độ sôi của hỗn hợp. Vì thế nên chọn nhiệt độ vừa phải để đảm bảo được năng suất đồng thời đảm bảo không phân hủy cấu tử cần chưng và lượng hơi nước tiêu tốn không lớn lắm.

F. CHƯNG LUYỆN GIÁN ĐOẠN

66. Sơ đồ nguyên tắc: Có thể coi tháp chưng luyện làm việc gián đoạn là đoạn luyện của tháp chưng luyện làm việc liên tục. Như vậy, trong tháp chưng luyện gián đoạn chỉ có quá trình luyện chứ không có quá trình chưng.

Trong hệ thống chưng luyện gián đoạn, hỗn hợp đầu được đưa vào nồi *1* được đun nóng bằng hơi gián tiếp đến nhiệt độ sôi và sau đó luôn luôn giữ cho nhiệt độ sôi đều đặn (nồi có thể đặt ở trong hay ngoài tháp). Hơi tạo thành đi vào tháp *2*. Hơi từ đĩa trên cùng đi vào thiết bị ngưng tụ hồi lưu *3*, ở đó một phần hơi được ngưng tụ và quay về đĩa trên cùng của tháp còn hơi chưa kịp ngưng tụ đi vào thiết bị ngưng tụ làm lạnh *4*, từ đây sản phẩm đỉnh đi vào thùng chứa *5* (có thể có một hay nhiều thùng chứa sản phẩm với nồng độ khác nhau). Sau khi chưng xong, ta tháo sản phẩm đáy ra và cho hỗn hợp mới vào.



Hình IX.36. Sơ đồ chưng luyện gián đoạn

Quá trình chưng luyện gián đoạn có thể tiến hành theo hai cách: chưng luyện gián đoạn với *thành phần sản phẩm tại đỉnh tháp không đổi* và chưng luyện gián

đoạn với *chỉ số hồi lưu không đổi*.

67. Chưng luyện gián đoạn với thành phần sản phẩm đỉnh tháp không đổi (x_p = const). Ta biết nồng độ của cấu tử dễ bay hơi trong nồi thay đổi liên tục từ đầu quá trình là x_F đến cuối quá trình là x_w, trong lúc đó đòi hỏi nồng độ của sản phẩm đỉnh x_p là không đổi. Muốn đạt được yêu cầu đó, có hai cách: hoặc là tăng số đơn vị chuyển khối của tháp lên ứng với sự giảm nồng độ cấu tử dễ bay hơi trong nồi, hoặc là tăng chỉ số hồi lưu lên để làm tăng nồng độ cấu tử dễ bay hơi ở trong tháp. Song trong thực tế tháp làm việc có số đơn vị chuyển khối không đổi vì thế chỉ có cách tăng dần chỉ số hồi lưu để bù đắp lại sự giảm nồng độ của cấu tử dễ bay hơi ở trong nồi. Như vậy độ dốc của đường làm việc sẽ thay đổi trong suốt quá trình. Phương pháp tính toán của chưng luyện liên tục có thể ứng dụng cho chưng luyện gián đoạn nhưng chú ý có vài điểm khác sau;

- tháp chưng luyện gián đoạn tương ứng với đoạn luyện của tháp chưng luyện liên tục nên ta chỉ vẽ một đường làm việc ứng với đoạn luyện;

- lượng hồi lưu thay đổi suốt quá trình chưng; để đơn giản tính toán ta cần xác định lượng hồi lưu trung bình.

Ta nhận thấy rằng: ở giai đoạn cuối của quá trình, điều kiện chưng gay go nhất: nếu giai đoạn đầu số bậc thay đổi nồng độ đủ đảm bảo cho quá trình chưng luyện thì ở giai đoạn cuối nồng độ không còn đủ đảm bảo cho quá trình được nữa. Vì vậy việc tính toán nên xuất phát từ những điều kiện của giai đoạn cuối. Thứ tự tính toán như sau:

- Xác định chỉ số hồi lưu ứng với giai đoạn cuối của quá trình. Chỉ số hồi lưu tối thiểu ứng với giai đoạn cuối xác định theo công thức:

$$R^c_{xmin} = \frac{x_p - y_w}{y_w - x_w} \quad ; \qquad \text{(IX.186)}$$

trong đó y_w - nồng độ hơi cân bằng với x_w.

Chỉ số hồi lưu thực tế ứng với giai đoạn cuối sẽ là:

$$R^c_x = b.R^c_{xmin} \quad ; \qquad \text{(IX.187)}$$

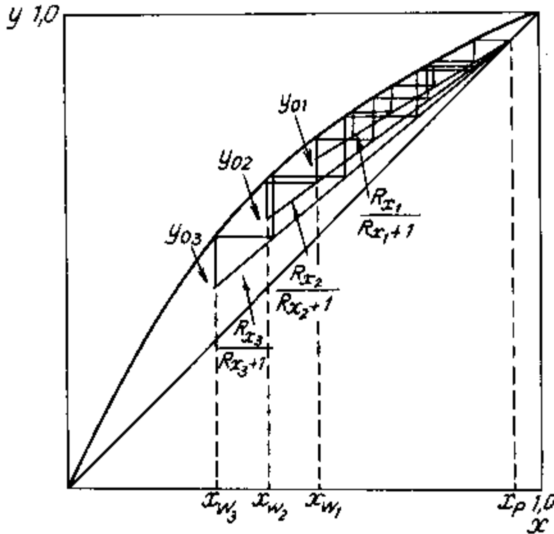
trong đó giá trị $b = 2 \div 4$.

- Chỉ số hồi lưu trung bình R_{xtb} được xác định như sau. Cho một giá trị R^c_x rồi vẽ đường nồng độ làm việc, xác định số ngăn sao cho cuối cùng đạt được nồng độ x_w. Số ngăn đạt được là số ngăn lý thuyết N_{lt}. Sau đó cho nhiều giá trị chỉ số hồi lưu khác bé hơn R^c_x và cứ mỗi một giá trị đó ta cũng vẽ số ngăn đúng bằng số ngăn lý thuyết mà ta đã thu được đầu tiên đồng thời xác định nồng độ cuối của sản phẩm đáy với từng trường hợp một. Như vậy ta có sự liên hệ giữa chỉ số hồi lưu và nồng độ sản phẩm đáy. Nhờ các giá trị đó ta xây dựng được đồ thị phụ thuộc giữa chỉ số hồi lưu và nồng độ cấu tử dễ bay hơi trong nồi.

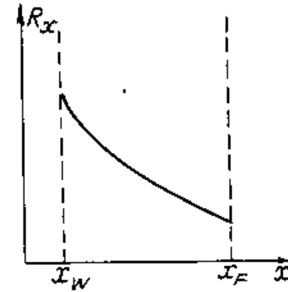
Chỉ số hồi lưu trung bình được xác định theo công thức sau:

$$R_{xtb} = \frac{\int_{x_w}^{x_F} R_x.dx}{x_F - x_w} = \frac{S}{x_F - x_w} \quad ; \qquad \text{(IX.188)}$$

trong đó S - giá trị của tích phân trên, xác định bằng đồ thị (hình IX.38).



Hình IX.37. Đồ thị xác định nồng độ sản phẩm đáy



Hình IX.38. Đồ thị xác định chỉ số hồi lưu trung bình

Số ngăn thực tế được xác định theo phương pháp đã nghiên cứu ở phần chưng luyện liên tục. Lượng sản phẩm đỉnh và đáy cũng tính toán giống như ở chưng luyện liên tục.

68. Chưng luyện gián đoạn khi chỉ số hồi lưu không đổi: R_x = const.

Trường hợp này độ dốc của đường nồng độ làm việc không đổi còn thành phần của cấu tử dễ bay hơi ở sản phẩm đỉnh tháp sẽ thay đổi suốt quá trình.

Chỉ số hồi lưu và số bậc thay đổi nồng độ được xác định theo phương pháp thông thường đã nghiên cứu ở phần chưng luyện liên tục, hoặc là xác định theo giai đoạn đầu, hoặc là xác định theo giai đoạn cuối của quá trình. Chỉ số hồi lưu tối thiểu xác định theo công thức:

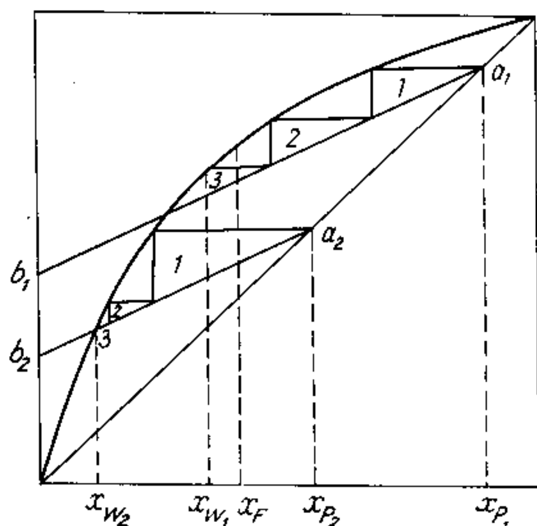
$$R_{xmin} = \frac{x_{p1} - y_F}{y_F - x_F} = \frac{x_{p2} - y_w}{y_w - x_w} ; \qquad \text{(IX.189)}$$

trong đó x_{p1} - nồng độ sản phẩm đỉnh ứng với đầu quá trình; x_{p2} - nồng độ sản phẩm đỉnh ứng với cuối quá trình.

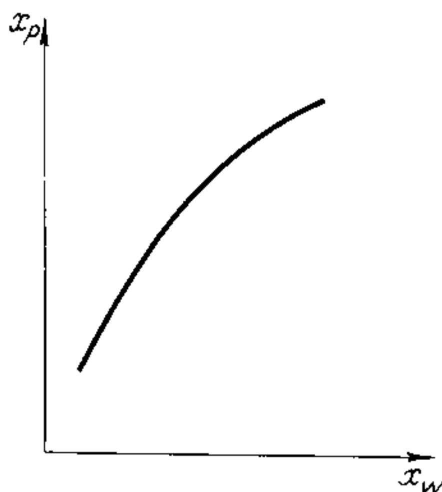
Từ phương trình (IX.189) ta thấy rằng: nếu chọn trước x_{p1} thì x_{p2} phụ thuộc vào nó (khi x_w và x_F đã biết); hay ngược lại, nếu chọn trước x_{p2} thì x_{p1} phụ thuộc vào nó. Như vậy khi tính toán ta chỉ cần chọn một trong hai nồng độ đó, nồng độ còn lại được xác định theo phương trình (IX.189).

Ví dụ, ta đã xác định được chỉ số hồi lưu tối thiểu và chỉ số hồi lưu thực tế theo giai đoạn đầu. Vẽ đường làm việc a_1b_1, số ngăn lý thuyết thu được là N_{l1}. Sau đó ta vẽ đường làm việc ứng với giai đoạn cuối sao cho số ngăn lý thuyết thu được

cũng bằng số ngăn lý thuyết ở giai đoạn đầu. Tiếp theo ta vẽ nhiều đường làm việc trung gian giữa hai đường làm việc đó và xác định số ngăn đúng bằng số ngăn đã tìm được ở trên, ta sẽ có nồng độ x_p và x_w ứng với mỗi trường hợp. Cuối cùng ta xây dựng được sự phụ thuộc giữa nồng độ sản phẩm đỉnh và nồng độ sản phẩm đáy hình IX.40.



Hình IX.39. Đồ thị xác định x_p khi R_x = const



Hình IX.40. Đồ thị biểu diễn mối quan hệ phụ thuộc giữa x_p và x_w

Nhờ đồ thị đó ta biết được nồng độ sản phẩm đáy ở một thời điểm bất kỳ nào đó khi biết nồng độ sản phẩm đỉnh hay ngược lại, biết nồng độ sản phẩm đỉnh ở một thời điểm bất kỳ nào đó khi biết nồng độ sản phẩm đáy.

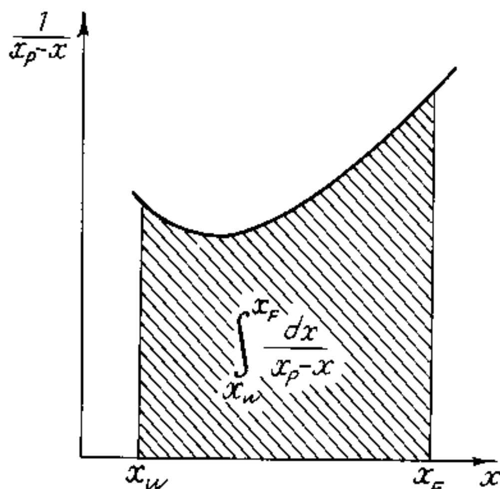
Muốn tính lượng sản phẩm, ta thiết lập phương trình cân bằng vật liệu của quá trình như sau.

Ở một thời điểm bất kỳ, lượng hỗn hợp trong nồi là W với nồng độ cấu tử dễ bay hơi là x, nghĩa là lượng cấu tử dễ bay hơi có trong hỗn hợp sẽ là $W.x$. Sau thời gian vô cùng bé $d\tau$, cấu tử dễ bay hơi trong hỗn hợp giảm đi một lượng $d(W.x)$. Lượng sản phẩm đỉnh thu được trong thời gian đó là dW nghĩa là bằng lượng hỗn hợp giảm đi. Lượng cấu tử dễ bay hơi trong sản phẩm đỉnh sau thời gian đó là $x_p.dW$. Vậy phương trình cân bằng vật liệu trong khoảng thời gian $d\tau$ là:

$$d(W.x) = x_p.dW;$$

biến đổi ta được:

$$W.dx = (x_p - x)dW,$$



Hình IX.41. Đồ thị để xác định lượng sản phẩm đáy

rút ra: $$\frac{dW}{W} = \frac{dx}{x_p - x}.\qquad (IX.190)$$

Lượng hỗn hợp trong nồi lúc đầu là F và lúc cuối là W_1, nồng độ cấu tử dễ bay hơi lúc đầu là x_F và cuối quá trình là x_w, vì thế có thể lấy tích phân phương trình (IX.190) từ W_1 đến F và từ x_w đến x_F:

$$2{,}3\lg\frac{F}{W_1} = \int_{x_w}^{x_F}\frac{dx}{x_p - x} = S.$$

Vế phải của phương trình này phải giải bằng đồ thị có hệ trục tọa độ với trục tung là $1/(x_p - x)$ và trục hoành là x.

Diện tích gạch chéo trên đồ thị chính là giá trị S cần tìm. Vậy lượng sản phẩm đáy là:

$$W_1 = F/e^S; \qquad (IX.191)$$

e - cơ số lôgarit tự nhiên.

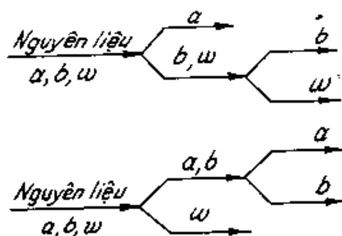
Khi biết được lượng sản phẩm đáy ta có thể xác định được lượng sản phẩm đỉnh và nồng độ trung bình của sản phẩm đỉnh.

G. CHƯNG LUYỆN NHIỀU CẤU TỬ

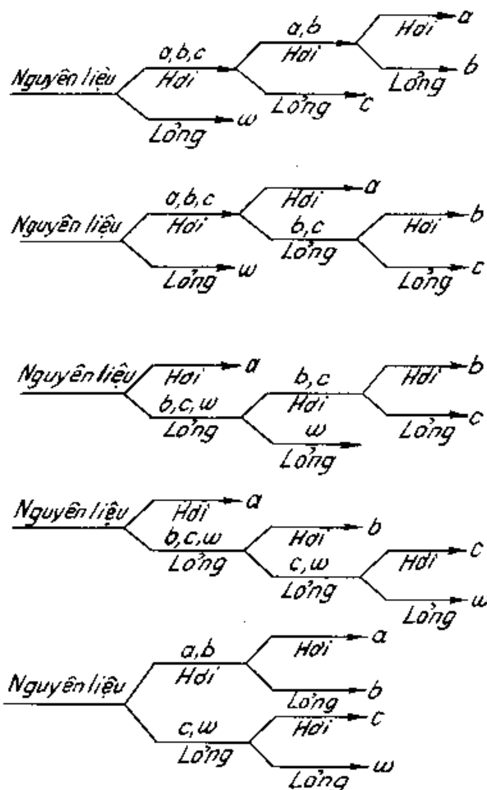
Hệ thống gồm từ ba cấu tử trở lên gọi là hệ nhiều cấu tử. Hệ nhiều cấu tử có thể chia làm hai loại: loại thứ nhất là hỗn hợp chứa những cấu tử tuân theo định luật Raun gọi là hỗn hợp lý tưởng, ví dụ như hỗn hợp các hidrocabon.

Loại thứ hai là hỗn hợp chứa những cấu tử không tuân theo định luật Raun gọi là hỗn hợp thực, ví dụ như hỗn hợp rượu.

69. Có hai cách chưng hỗn hợp nhiều



Hình IX.42. Sơ đồ tách hỗn hợp ba cấu tử



Hình IX.43. Sơ đồ tách hỗn hợp có bốn cấu tử

cấu tử.

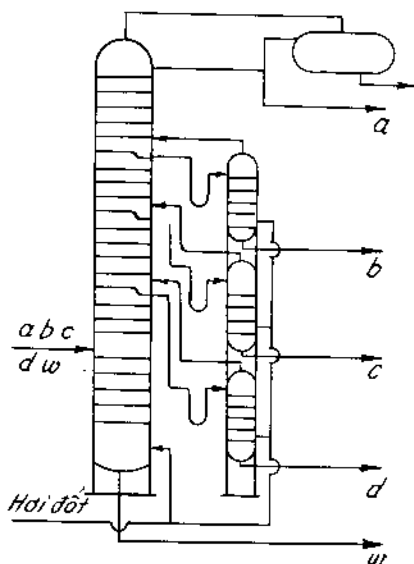
Cách thứ nhất là chưng sao cho trong cả hai sản phẩm đỉnh và đáy đều có mặt tất cả các cấu tử. Cách thứ hai là chưng sao cho một hoặc nhiều cấu tử không có mặt trong sản phẩm.

Khác với chưng luyện nhiều cấu tử, ở chưng luyện hai cấu tử chỉ có cách thứ nhất.

Trong chưng luyện nhiều cấu tử người ta chỉ dùng cách thứ nhất trong trường hợp tách sơ bộ, còn để tách các cấu tử riêng biệt thì chủ yếu là dùng cách thứ hai.

70. Khi chưng luyện mỗi tháp chỉ cho hai sản phẩm, vì thế để tách hỗn hợp nhiều cấu tử ta cần có nhiều tháp. Theo nguyên tắc thì để tách được n cấu tử ta cần có $(n - 1)$ tháp.

Có thể có nhiều cách ghép sơ đồ chưng khác nhau.



Hình IX.44. Sơ đồ tháp tách hỗn hợp năm cấu tử *a, b, c, d, w* trong đó $\alpha_a > \alpha_b > \alpha_c > \alpha_d > \alpha_w$

Sơ đồ khi ghép $(n - 1)$ tháp để tách hỗn hợp n cấu tử được xác định theo công thức Lovov [6.302]:

$$L = \frac{[2(n - 1)]!}{(n - 1)!n!} . \qquad \text{(IX.192)}$$

Ví dụ để tách hỗn hợp ba cấu tử *a, b, w* thì số sơ đồ có thể dùng là hai (xem hình IX.42); để tách hỗn hợp bốn cấu tử *a, b, c, w* thì số sơ đồ có thể dùng là năm (hình IX.43).

Trong thực tế để tách n cấu tử người ta không dùng $(n - 1)$ tháp riêng biệt mà thường là ghép nhiều tháp lại thành một tháp.

Ví dụ, để chưng luyện hỗn hợp năm cấu tử người ta dùng hai tháp (xem sơ đồ hình IX.44), thực tế ta coi tháp thứ nhất gồm một đoạn chưng và bốn đoạn luyện. Sản phẩm đáy là cấu tử nặng nhất sản phẩm đỉnh là cấu tử nhẹ nhất. Tháp thứ hai gồm ba đoạn chưng, sản phẩm ở đáy của mỗi đoạn chưng cho một cấu tử.

71. Độ bay hơi tương đối của cấu tử bất kỳ i được xác định theo công thức sau:

$$\alpha_i = k_i/k_c; \qquad \text{(IX.193)}$$

trong đó k_i, k_c - hằng số cân bằng pha của cấu tử i và cấu tử chuẩn.

Thường chọn cấu tử chuẩn là cấu tử khó bay hơi nhất của hệ thống đem chưng.

72. Nhiệt độ của pha lỏng và pha hơi

a) Nhiệt độ sôi t_s của hỗn hợp nhiều cấu tử được xác định theo phương pháp gần đúng dựa vào hai phương trình:

$$p = p_1x_1 + p_2x_2 + ... + p_nx_n = \sum_{i=1}^{n} p_ix_i; \qquad \text{(IX.194)}$$

và
$$\sum_{i=1}^{n} k_i x_i = 1; \qquad (IX.195)$$
trong đó p - áp suất làm việc của tháp; x_1, x_2,... x_n - nồng độ phần mol của các cấu tử; p_1, p_2,...,p_n - áp suất hơi bão hòa của các cấu tử.

Muốn xác định nhiệt độ sôi t_s ta giả thiết một nhiệt độ, ứng với nhiệt độ đó ta xác định áp suất hơi bão hòa p_i (hay k_i) của các cấu tử trong hệ thống và thay giá trị p_i (hay k_i) tìm được vào phương trình (IX.194) hoặc (IX.195) để tính. Nếu hai vế của phương trình chưa đồng nhất thì ta giả thiết nhiệt độ khác và lại tiến hành tính cho đến khi nào hai vế của phương trình đồng nhất (trong thực tế cho phép sai số). Nhiệt độ đó là nhiệt độ sôi của hỗn hợp nhiều cấu tử.

b) Nhiệt độ ngưng cũng được tính theo phương trình đẳng nhiệt của pha lỏng như trên.
$$\Sigma x_{iD} k_i = 1; \qquad (IX.196)$$
trong đó x_{iD} - thành phần sản phẩm đỉnh.

Theo phương pháp gần đúng ta chọn áp suất và nhiệt độ ngưng tụ cần thiết sao cho đáp ứng điều kiện (IX.196).

c) Nhiệt độ hơi đi ra khỏi đỉnh tháp cũng được tính theo phương pháp chọn lọc gần đúng bằng phương trình đẳng nhiệt của pha hơi:
$$\Sigma \frac{g_{iD}}{k_i} = 1; \qquad (IX.197)$$
theo định luật Raun - Đantông: nồng độ cấu tử i trong pha hơi cân bằng với lỏng được xác định theo công thức sau:
$$y_i = \frac{P_i}{P} x_i = \frac{P_i x_i}{\Sigma P_i x_i} = k_i x_i; \qquad (IX.198)$$

73. Cân bằng vật liệu của toàn tháp chưng luyện được biểu thị bằng phương trình:
$$L = D + W; \qquad (IX.199)$$
Đối với cấu tử i:
$$L x_{iL} = D y_{iD} + W x_{iw}; \qquad (IX.200)$$
trong đó L - lượng nguyên liệu đưa vào tháp, kmol/h; D - lượng sản phẩm đỉnh, kmol/h; W - lượng sản phẩm đáy, kmol/h; x_{iL}, y_{iD}, x_{iw} - nồng độ cấu tử i trong nguyên liệu, trong sản phẩm đỉnh và trong sản phẩm đáy, phần mol.

Kết hợp hai phương trình trên ta có:
$$\frac{L}{y_{iD} - x_{iw}} = \frac{W}{y_{iD} - x_{iL}} = \frac{D}{x_{iL} - x_{iw}}. \qquad (IX.201)$$
Phương trình (IX.201) dùng để xác định lượng sản phẩm nếu biết nồng độ cấu tử i và ngược lại để xác định nồng độ cấu tử i nếu biết lượng sản phẩm.

74. Phương trình đường nồng độ làm việc. Để đơn giản tính toán ta thừa nhận những giả thiết sau:

- số mol của pha hơi đi từ dưới lên bằng nhau trong tất cả mọi mặt cắt của tháp;

- số mol của chất lỏng không đổi trong mỗi một đoạn luyện và đoạn chưng;

- hỗn hợp đầu đi vào tháp ở nhiệt độ sôi;

- chất lỏng ngưng trong thiết bị ngưng tụ có thành phần giống như thành phần hơi đi ra khỏi đỉnh tháp;

- đun sôi đáy tháp bằng hơi đốt gián tiếp.

Trên cơ sở những giả thiết trên, phương trình đường nồng độ làm việc có dạng sau:

Đối với đoạn chưng:

$$y_{i(n-1)} = \frac{G}{g} x_{in} - \frac{W}{g} X_{iw}. \qquad \text{(IX.202)}$$

Đối với đoạn luyện:

$$y_{i(n+1)} = \frac{G}{g} x_{in} + \frac{D}{g} x_{iD}; \qquad \text{(IX.203)}$$

trong đó G - lượng lỏng đi từ trên xuống trong mỗi đoạn, kmol/h; g - lượng hơi đi từ dưới lên, kmol/h; D - lượng sản phẩm đỉnh, kmol/h; W - lượng sản phẩm đáy, kmol/h; x_{iw} - nồng độ cấu tử i trong sản phẩm đáy, phần mol; x_{iD} - nồng độ cấu tử i trong sản phẩm đỉnh, phần mol; x_{in} - nồng độ làm việc của cấu tử i ở đĩa thứ n, phần mol; $Y_{i(n+1)}$ - nồng độ cấu tử i trong pha hơi đi từ đĩa $(n + 1)$ lên.

Thứ tự tính số đĩa từ dưới lên đối với đoạn chưng và từ trên xuống đối với đoạn luyện (đánh số đĩa riêng từng đoạn).

Đối với hệ n cấu tử ta phải viết n phương trình.

75. Các phương pháp tính toán chưng luyện nhiều cấu tử.

Tuy rằng những cơ sở lý thuyết về chưng luyện nhiều cấu tử như cân bằng hơi - lỏng, cân bằng nhiệt lượng, cân bằng vật liệu... cũng dựa trên những nguyên lý giống như chưng luyện hai cấu tử nhưng áp dụng vào tính toán phức tạp hơn.

Ví dụ đối với hệ hai cấu tử, ngoài áp suất, ta chọn nồng độ một cấu tử nào đó thì trạng thái cân bằng được hoàn toàn xác định; còn đối với hệ nhiều cấu tử thì không phải như vậy. Theo qui tắc pha thì hệ n cấu tử có n bậc tự do. Ngoài áp suất, ở đây còn phải cho thêm $(n - 1)$ yếu tố. Vì thế trong hệ nhiều cấu tử quan hệ cân bằng hơi - lỏng của một cấu tử nào đó trong hệ thống không thể xác định được chỉ bằng giá trị đơn trị đã cho của áp suất chung và nồng độ cấu tử đó trong pha nào đó như là trong chưng luyện hệ hai cấu tử mà còn phụ thuộc vào hàm lượng tương đối của các cấu tử khác trong hỗn hợp.

Để tính toán đối với hệ n cấu tử ta phải có hệ n phương trình độc lập với n ẩn số.

Do tính toán phức tạp như vậy nên cho đến nay mới chỉ có một số phương pháp tính toán gần đúng.

76. Phương pháp tính từng bậc. Phương pháp này dựa vào hệ phương trình đường nồng độ làm việc (IX.202) và (IX.203) và điều kiện cân bằng hơi - lỏng của hệ thống. Phương pháp này dùng cho hỗn hợp lý tưởng.

Đối với đoạn chưng thường tính từ đáy lên và đối với đoạn luyện thường tính từ đỉnh xuống cho đến đĩa tiếp liệu.

Ví dụ để tính đoạn chưng trước hết ta xác định trạng thái cân bằng trong đáy. Muốn thế ta chọn nhiệt độ ở đáy. Từ nhiệt độ đó ta tìm áp suất hơi bão hòa của các cấu tử rồi giải theo điều kiện (IX.194, IX.195).

Sau đó xác định thành phần hơi cân bằng với x_w theo phương trình:

$$y_i = \frac{x_i p_i}{\sum_{i=1}^{n} x_i p_i} \qquad \text{(IX.204)}$$

Kiểm tra lại sao cho

$$\sum_{i=1}^{n} y_i = 1.$$

Như thế là xác định được trạng thái cân bằng của đáy.

Tiếp theo là nhờ phương trình (IX.202) ta xác định thành phần pha lỏng x_1 chảy từ đĩa thứ nhất xuống. Phương trình có dạng:

$$y_{io} = \frac{G}{g} x_{i1} - \frac{W}{g} . x_{iw};$$

trong đó y_{io} tính theo (IX.204). Biết x_{i1} ta chọn nhiệt độ t_1 của đĩa thứ nhất, tìm thành phần hơi cân bằng với x_{i1} là y_{i1} theo (IX.204). Từ y_{i1} ta tính x_{i2} của đĩa thứ hai nhờ phương trình (IX.202)... và cứ tiếp tục tính cho đến khi đạt được điều kiện của đĩa tiếp liệu.

Đối với đoạn luyện ta cũng tính toán tương tự như vậy.

Biết thành phần sản phẩm đỉnh ta chọn nhiệt độ ngưng tụ, từ nhiệt độ đó ta tìm hệ số cân bằng k_i của các cấu tử (hay áp suất riêng phần P_i), rồi kiểm tra theo điều kiện (IX.196). Sau đó xác định áp suất ngưng tụ theo phương trình (IX.194).

Theo giả thiết ở mục 74 ($y_{iD} = x_{iD}$) ta chọn nhiệt độ hơi đi ra khỏi đỉnh tháp sao cho đáp ứng điều kiện (IX.197). Sau đó tiếp tục xác định thành phần lỏng ở đĩa thứ nhất theo phương trình (IX.204). Biết thành phần lỏng x_{i1} ta xác định thành phần cân bằng y_{i2} theo phương trình (IX.203).

Phương trình có dạng:

$$y_{i2} = \frac{G}{g} x_{i1} + \frac{D}{g} x_{iD}.$$

Biết y_{i2} đi lên từ đĩa thứ hai ta chọn nhiệt độ t_2 sao cho đáp ứng yêu cầu (IX.197) rồi tính x_{i2} và cứ tiếp tục cho tới khi đạt được đĩa tiếp liệu.

Ở đây ta xét cách tính từ đỉnh và đáy trở đi, thực ra ta cũng có thể tính từ đĩa tiếp liệu trở lên đỉnh và trở xuống đáy hay là tính một mạch từ trên xuống hay từ dưới lên cũng được. Điều chủ yếu là các trạng thái của đĩa tiếp liệu hay trạng thái ở đỉnh, đáy trong bất cứ trường hợp nào cũng phải chọn trước.

Phương pháp tính toán này là một phương pháp phức tạp, nhưng nó cũng tương đối chính xác đối với các hỗn hợp lý tưởng.

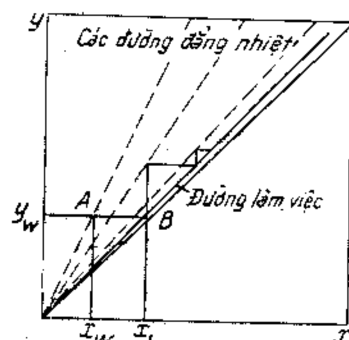
77. Phương pháp đồ thị $y - x$

Phương pháp này chỉ là biến dạng của phương pháp trên. Nó khác hẳn phương pháp đồ thị của hệ hai cấu tử.

Đối với hệ n cấu tử ta xây dựng n đồ thị. Ví dụ, cần xác định số đĩa của đoạn chưng, ta bắt đầu từ đáy. Trước hết chọn nhiệt độ đáy. Từ nhiệt độ đó ta tìm các hệ số cân bằng k_i. Vẽ đường cân bằng của các cấu tử ở trạng thái đáy:

$$(y_i)_{ts}) = (k_i x_i)_{ts}).$$

Tiếp theo là vẽ đường làm việc của các cấu tử đối với đoạn chưng theo phương trình (IX.202). Các đường này cắt đường chéo góc tại điểm x_{iw} (xem hình IX.45, ở đây vẽ với một cấu tử, các cấu tử khác cũng vẽ tương tự). Từ điểm có hoành độ x_w ta dóng lên đường cân bằng (đường ứng với t_s), xác định được thành phần cân bằng y_w.



Hình IX.45. Đồ thị để xác định số bậc của đoạn chưng đối với chưng luyện nhiều cấu tử

Cuối cùng là kiểm tra sao cho $\Sigma y_i = 1$. Nếu $\Sigma y_i \neq 1$ thì ta chọn nhiệt độ khác và vẽ lại; chiếu y_w lên đường làm việc ta tìm được x_1. Tiếp theo ta chọn nhiệt độ t_1 của đĩa thứ nhất, vẽ đường cân bằng ứng với t_1:

$$(y_i)_{ts} = (k_i . x_i)_{t1]} ...$$

Xác định thành phần y_1 cân bằng với x_1. Từ y_1 ta xác định được y_2... và tiếp tục tính cho đến khi đạt được yêu cầu.

Đối với đoạn luyện ta cũng tiến hành theo phương pháp tương tự như đối với đoạn chưng. Đường nồng độ làm việc của đoạn luyện cắt đường chéo góc tại điểm có hoành độ x_{iD}.

78. Phương pháp Djinlinlend

Thực chất của phương pháp này là thay hệ nhiều cấu tử bằng hệ hai cấu tử chuẩn: cấu tử chuẩn nhẹ và cấu tử chuẩn nặng. Cấu tử chuẩn nhẹ là cấu tử có độ bay hơi lớn, thành phần của nó trong sản phẩm ở đáy không đáng kể.

Cấu tử chuẩn nặng là cấu tử có độ bay hơi bé, thành phần của nó trong sản phẩm ở đỉnh cho phép tùy theo yêu cầu kỹ thuật. Tất nhiên là trong khi chưng, những cấu tử nào có độ bay hơi lớn hơn cấu tử chuẩn nhẹ đều ở trong sản phẩm đỉnh, còn những cấu tử nào có độ bay hơi bé hơn cấu tử chuẩn nặng đều nằm trong sản phẩm đáy. Những cấu tử trung gian có mặt cả trong hai sản phẩm (đỉnh và đáy).

Phương pháp này có ưu điểm là gọn nhẹ, nhưng nó không cho ta biết sự phân bố nồng độ và nhiệt độ trong tháp mà chỉ cho phép ta xác định sơ bộ được số đĩa lý thuyết của tháp để tách sơ bộ nhiều cấu tử.

Trường hợp dùng thiết bị ngưng tụ hoàn toàn; số đĩa lý thuyết tối thiểu (ứng với chỉ số hồi lưu lớn nhất) được xác định theo công thức sau:

$$(n_{min} + 1) = \frac{\lg(\frac{x_{ID}}{x_{IID}} \cdot \frac{x_{IIw}}{x_{Iw}})}{\lg\alpha_{I,II}} ; \quad \text{(IX.205)}$$

trong đó chỉ số I thể hiện cho cấu tử chuẩn nhẹ; chỉ số II thể hiện cho cấu tử chuẩn nặng; $\alpha_{I,II}$ - độ bay hơi tương đối

$$\alpha_{I,II} = \frac{p_I}{p_{II}} . \quad \text{(IX.206)}$$

Trường hợp dùng thiết bị ngưng tụ hồi lưu thì trong vế trái của phương trình (IX.205) ta thay $n_{min} + 1$ *bằng* $n_{min} + 2$. Số đĩa ứng với chỉ số hồi lưu làm việc xác định theo đồ thị hình (IX.46)

Trên trục tung là giá trị $\frac{n - n_{min}}{1 + n}$.

Trên trục hoành là giá trị $\frac{R - R_{min}}{1 + R}$.

Chỉ số hồi lưu tối thiểu được xác định theo công thức sau:

$$R_{min} = \frac{1}{\alpha_{I,II} - 1} (\frac{x_{ID}}{x_{IL}} - \frac{\alpha_{I,II} \cdot \alpha_{II,D}}{x_{II,L}}); \quad \text{(IX.207)}$$

trong đó x_{IL}, x_{IIL} - nồng độ cấu tử chuẩn nhẹ và cấu tử chuẩn nặng trong hỗn hợp đầu, tính bằng phần mol.

Các ký hiệu khác như trên.

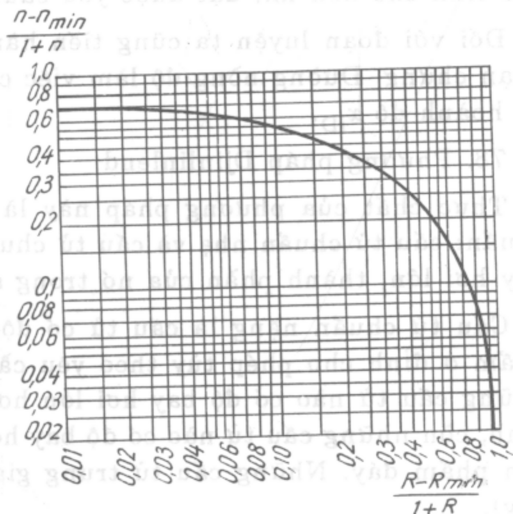
Công thức (IX.205) dùng để xác định số đĩa của toàn tháp. Ta cũng có thể xác định số đĩa của từng đoạn một như sau:

Số đĩa của đoạn luyện:

$$n'_{min} = \frac{\lg(\frac{x_{I,D}}{x_{II,D}} \cdot \frac{x_{II,L}}{x_{I,L}})}{\lg\alpha_{I,II}} . \quad \text{(IX.208)}$$

Số đĩa của đoạn chưng:

$$n''_{min} = \frac{\lg(\frac{x_{I,L}}{x_{II,L}} \cdot \frac{x_{II,R}}{x_{I,R}})}{\lg\alpha_{I,II}} . \quad \text{(IX.209)}$$



Hình IX.46. Đồ thị để xác định số đĩa tháp chưng luyện nhiều cấu tử

79. Ngoài các phương pháp nêu ở trên còn một số phương pháp tính toán khác, xem ở các tài liệu chuyên môn.

80. Dưới đây là các bảng số liệu về thành phần cân bằng hơi - lỏng của một số hệ nhiều cấu tử thường gặp. Số liệu cân bằng của các hệ nhiều cấu tử khác xem ở các tài liệu chuyên môn [18, 66].

Bảng IX.10. **Axeton - clorofom - nước C_3H_6O - $CHCl_3$ - H_2O (vùng đồng thể)**

Thành phần chất lỏng, % khối lượng			Thành phần hơi, % khối lượng			t, °C	p, mmHg
axeton	clorofom	nước	axeton	clorofom	nước		
30,2	0,7	69,1	69,3	23,1	7,6	Không có số liệu	760
44,2	53,2	2,6	47,7	48,5	3,8		
45,4	3,8	50,8	68,2	25,4	6,4		
46,3	5,3	48,4	65,2	29,2	5,6		
46,4	5,5	48,1	65,1	28,4	6,5		
47,2	0,1	52,7	88,4	3,6	8,0		
47,7	47,1	5,2	49,3	46,6	4,1		
48,8	7,8	43,4	63,4	29,4	7,2		
52,3	42,1	5,6	54,4	41,0	4,6		
54,3	39,1	6,6	55,9	39,2	4,9		
54,3	40,6	5,1	58,7	36,7	4,6		
55,2	16,8	28,0	62,3	31,4	6,3		
56,9	3,3	39,8	80,0	14,4	5,6		
57,1	34,5	8,4	60,2	35,4	4,4		
57,1	41,1	1,8	65,9	31,6	2,5		
58,2	7,6	34,2	72,3	21,6	6,1		
59,0	10,2	30,8	70,2	24,1	5,7		
59,0	14,6	26,4	66,0	27,7	6,3		
59,4	14,1	26,5	67,2	27,9	4,9		
60,4	26,0	13,6	62,8	30,2	7,0		
60,5	29,2	10,3	63,8	30,9	5,3		
61,5	36,5	2,0	69,8	28,2	2,0		
63,4	9,8	26,8	74,0	21,0	5,0		
65,7	28,6	5,7	70,9	25,6	3,5		
66,2	29,0	4,8	71,8	24,4	3,8		
66,4	23,7	9,9	70,2	24,9	4,9		
66,9	7,3	25,8	79,8	13,7	6,5		
67,5	29,5	3,0	75,3	21,7	3,0		
67,6	23,3	9,1	72,8	22,5	4,7		
70,8	19,9	9,3	75,7	19,4	4,9		
71,6	6,4	22,0	83,9	10,1	6,0		
72,5	23,4	4,1	79,2	17,6	3,2		
74,0	17,5	8,5	79,7	15,7	4,6		
74,8	11,8	13,4	82,1	13,5	4,4		
75,0	21,7	3,3	82,0	15,2	2,8		
77,0	18,4	4,6	82,1	15,4	2,5		
78,0	8,3	13,7	85,9	8,9	5,2		
78,4	7,8	13,8	86,2	8,4	5,4		
78,7	13,6	7,7	85,0	10,9	4,1		
79,7	11,7	8,6	85,7	10,4	3,9		
81,8	14,2	4,0	87,2	10,4	2,4		
82,0	4,0	14,0	90,9	4,3	4,8		
86,3	8,2	5,5	90,7	6,0	3,3		
87,7	10,5	1,8	92,1	6,7	1,2		
89,1	5,3	5,6	93,2	3,8	3,0		
95,1	2,4	2,5	97,1	1,2	1,7		

Bảng IX.11. **Axeton - rượu metylic - nước C_3H_6O - CH_4O - H_2O**

Thành phần chất lỏng, % mol			Thành phần hơi, % mol			t, °C	p, mmHg
axeton	rượu metylic	nước	axeton	rượu metylic	nước		
9,10	18,28	72,62	41,54	32,80	25,66	69,70	760
9,52	26,68	63,80	38,17	37,46	24,37	68,6	
9,71	62,71	27,58	23,52	66,15	10,33	64,4	
11,20	75,80	13,00	23,12	71,80	5,08	62,5	
13,14	37,29	49,57	36,33	45,65	18,02	65,6	
13,15	33,50	53,35	49,00	32,62	18,38	62,8	
15,15	40,50	44,35	38,37	44,90	16,83	65,1	
16,65	23,95	59,40	47,71	29,04	23,25	65,6	
16,96	70,26	12,78	29,60	64,07	6,33	61,1	
16,97	37,76	45,27	42,26	41,26	16,48	64,7	
17,58	44,12	38,30	39,55	45,43	15,02	63,9	
19,54	34,76	45,70	41,90	39,70	18,40	63,9	
21,91	19,54	58,55	57,42	22,06	20,52	64,2	
22,38	64,97	12,65	38,00	56,94	5,06	60,3	
23,65	7,95	68,40	69,20	10,55	20,25	63,6	
27,08	49,74	23,18	45,74	45,05	9,21	60,9	
27,12	23,95	48,93	58,13	24,82	17,05	62,8	
27,12	51,15	21,73	46,12	45,00	8,88	60,6	
29,50	34,75	35,75	52,10	35,43	12,47	61,5	
31,55	48,65	19,80	48,65	42,65	8,70	60,3	
33,14	29,56	37,30	56,14	25,63	18,23	61,7	
33,30	13,83	52,87	70,07	14,61	15,32	62,1	
33,43	54,75	11,82	50,00	45,50	4,50	58,7	
35,10	49,05	15,85	49,35	47,00	3,65	58,6	
37,44	50,10	12,46	60,30	34,84	4,86	58,3	
38,42	57,93	3,65	49,72	48,71	1,57	57,5	
38,75	30,73	30,52	59,52	27,95	12,53	60,6	
40,85	11,34	47,81	71,50	10,39	18,11	60,9	
42,42	26,15	31,43	64,47	21,45	14,08	59,8	
43,15	94,0	47,45	74,37	9,66	15,97	61,1	
47,15	47,45	5,40	57,26	40,50	2,24	56,5	
47,22	10,43	42,35	73,66	10,88	15,46	60,0	
47,78	15,72	36,50	72,39	11,85	15,76	59,5	
52,90	8,65	38,45	79,10	6,05	14,85	59,4	
55,90	38,07	6,03	63,34	33,96	2,70	56,5	
57,02	20,35	22,63	72,11	16,87	11,02	58,1	
61,40	20,02	18,58	73,15	17,70	9,15	57,5	
62,09	16,33	21,58	75,45	13,88	10,67	57,8	
67,50	10,25	22,25	78,65	10,80	10,55	57,6	
74,44	18,80	6,76	78,32	18,05	3,63	56,0	
75,29	17,07	7,63	78,52	17,64	3,84	56,1	
81,00	8,71	10,29	83,70	9,33	6,97	56,5	
82,20	4,06	13,74	86,86	6,33	6,81	57,0	
85,36	4,97	9,67	88,46	5,69	5,85	56,2	
89,93	3,70	6,37	93,91	4,34	1,75	56,5	

Bảng IX.12. **Rượu metylic - fufurol - nước CH_4O - $C_5H_4O_2$ - H_2O**

Thành phần chất lỏng, % khối lượng			Thành phần hơi % khối lượng			t, °C	p, mmHg
metanol	fufurol	nước	metanol	fufurol	nước		
1	2	3	4	5	6	7	8
0,10	7,20	92,70	2,50	28,60	68,90	Không có số liệu	755
0,30	1,40	98,30	6,55	12,62	80,83		
0,40	1,10	98,50	2,80	5,90	91,30		
0,75	98,90	0,35	20,70	33,80	45,50		
1,50	93,70	4,80	28,90	28,00	43,10		
3,00	8,00	89,00	17,00	24,50	58,50		
3,00	34,00	63,00	13,20	29,50	57,30		
3,00	75,00	22,00	20,20	25,40	54,40		
3,40	93,30	3,30	59,00	11,25	29,75		
5,00	5,00	90,00	22,60	15,10	62,30		
5,00	33,40	61,60	25,50	26,50	48,00		
5,00	65,00	30,00	37,10	31,90	31,00		
5,00	90,00	5,00	58,60	10,80	30,60		
7,00	7,00	86,00	28,88	19,28	51,84		
8,00	80,40	11,60	54,70	12,70	32,60		
9,40	37,62	52,98	37,20	17,60	45,20		
10,00	5,00	85,00	43,75	11,67	44,58		
10,00	80,00	10,00	65,10	8,80	26,10		
15,00	30,00	55,00	50,90	13,70	35,40		
15,00	50,00	35,00	52,00	13,00	35,00		
15,00	65,00	20,00	65,60	9,20	25,20		
15,00	70,00	15,00	68,00	7,10	24,90		
20,00	35,00	45,00	60,30	10,00	29,70		
20,00	55,00	25,00	67,45	7,50	25,05		
20,00	75,00	5,00	83,40	4,35	12,25		
25,00	26,50	48,50	66,00	8,10	25,90		
25,00	60,00	15,00	77,50	4,80	17,70		
27,30	45,60	27,10	73,90	5,74	20,36		
30,00	65,00	5,00	86,50	5,15	8,35		
33,00	60,90	6,10	87,80	5,17	7,03		
35,00	35,00	30,00	75,90	4,70	19,40		
36,20	58,00	5,80	86,20	6,00	7,80		
38,30	21,70	40,00	77,80	5,10	17,10		
40,40	18,20	41,40	77,30	3,80	18,90		
42,70	19,00	38,30	79,00	4,00	17,00		
47,00	6,00	47,00	81,40	2,30	16,30		
55,00	15,80	29,20	84,20	1,60	14,20		
71,70	21,60	6,70	95,00	3,00	2,00		
85,00	5,10	9,90	97,25	0,43	2,32		
92,50	2,30	5,20	98,13	0,19	1,68		

Tiếp bảng IX.12

1	2	3	4	5	6	7	8
95,00	1,70	3,30	99,72	0,13	0,15	Không có số liệu	755
0,20	0,30	99,50	1,30	1,50	97,20		300
0,50	70,00	29,50	1,47	32,30	66,23		
1,00	19,00	80,00	2,90	31,00	66,10		
2,00	68,00	30,00	5,30	30,00	64,70		
2,70	94,00	3,30	44,60	24,95	30,45		
3,00	20,00	77,00	8,40	28,00	63,60		
5,00	70,00	25,00	22,40	22,50	50,10		
6,60	87,40	6,00	59,60	15,15	25,25		
7,00	2,00	91,00	38,50	5,70	45,80		
8,00	40,00	52,00	26,50	24,00	49,50		
8,00	89,00	3,00	64,80	14,10	21,10		
12,50	70,00	17,50	53,70	12,75	33,55		
15,00	78,00	7,00	69,90	9,80	20,30		
18,00	5,00	77,00	54,75	9,45	35,80		
18,00	50,00	32,00	49,75	12,44	37,81		
19,20	2,80	78,00	56,10	4,70	39,20		
20,00	25,00	55,00	53,10	13,50	33,40		
21,50	56,00	22,50	61,50	11,30	27,20		
23,00	69,00	8,00	75,24	8,70	16,06		
23,00	75,00	2,00	81,60	8,20	10,20		
24,00	60,00	16,00	69,20	10,00	20,78		
25,00	19,00	56,00	65,00	4,70	30,30		
25,30	20,10	54,60	60,30	8,40	31,30		
30,00	45,00	25,00	67,00	8,90	24,10		
35,00	3,00	62,00	73,70	2,15	24,15		
35,00	27,00	38,00	70,80	7,80	21,40		
35,00	45,00	20,00	72,80	7,80	19,40		
40,00	55,00	5,00	85,65	4,20	10,15		
44,00	55,00	1,00	90,50	4,00	5,50		
45,00	15,00	40,00	77,30	8,00	14,70		
46,40	37,80	15,80	82,15	5,34	12,51		
52,00	39,00	9,00	86,25	4,90	8,85		
53,00	45,00	2,00	91,80	3,25	4,95		
58,80	5,70	35,50	84,10	2,40	13,50		
67,00	28,00	5,00	92,40	1,60	6,00		
71,00	9,80	19,20	89,20	2,20	8,60		
80,00	9,00	11,00	93,50	1,40	5,10		

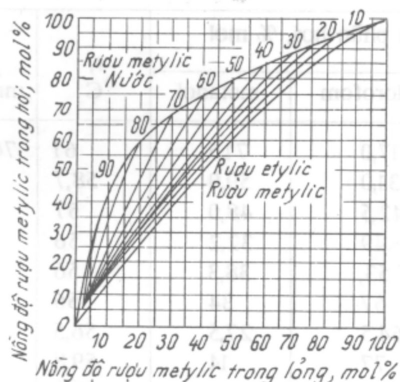
Bảng IX.13. **Axeton - nước - axit axetic C_3H_6O - H_2O - $C_2H_4O_2$**

Thành phần chất lỏng, % mol			Thành phần hơi, % mol			t, °C	p, mmHg
axeton	nước	axit axetic	axeton	nước	axit axetic		
1,2	70,2	28,6	8,1	74,6	17,3	99,4	760
2,0	51,4	46,6	9,8	57,3	32,9	101,4	
3,9	35,5	60,6	15,0	43,5	41,5	101,6	
2,1	88,7	9,2	25,7	70,2	4,1	92,3	
5,3	47,3	47,4	20,5	50,6	28,9	98,8	
5,0	66,1	28,9	26,7	60,8	12,5	92,0	
4,9	70,1	25,0	26,7	61,5	11,8	95,0	
11,4	30,3	58,3	37,0	33,0	30,0	93,9	
10,3	44,8	44,9	35,3	42,9	21,8	93,4	
10,0	65,6	24,4	47,6	46,8	5,6	83,8	
11,0	61,7	27,3	49,7	44,0	6,3	84,6	
16,0	28,1	65,9	48,3	27,7	24,0	90,0	
17,7	43,3	39,0	58,0	33,2	8,8	81,4	
18,6	40,1	41,3	52,9	32,4	14,7	87,2	
24,9	25,4	49,7	65,5	19,8	14,7	82,9	
18,6	58,7	22,7	65,1	32,0	2,9	75,2	
28,9	22,8	48,3	71,3	16,1	12,6	80,8	
28,1	32,7	38,9	71,0	21,5	7,5	–	
29,0	34,4	36,6	71,0	22,4	6,6	76,3	
28,7	50,5	20,8	75,0	23,3	1,7	70,0	
39,8	18,8	41,4	81,0	12,5	6,5	–	
24,9	65,4	9,7	75,9	23,5	0,6	70,8	
40,8	25,8	33,4	79,9	15,8	4,3	70,9	
40,7	28,8	30,5	80,0	16,4	3,6	70,7	
37,0	43,2	19,8	79,0	19,8	1,2	68,0	
51,1	14,1	34,8	87,3	8,8	3,9	69,8	
54,3	12,2	33,5	89,5	7,6	2,9	66,5	
53,2	22,0	24,8	87,9	10,7	1,4	65,0	
41,8	50,8	7,4	83,1	16,6	0,3	61,9	
68,3	14,3	17,4	92,5	6,8	0,7	60,7	
74,8	21,4	3,8	90,2	9,7	0,1	61,0	
87,9	5,0	7,1	96,6	2,6	0,5	58,6	

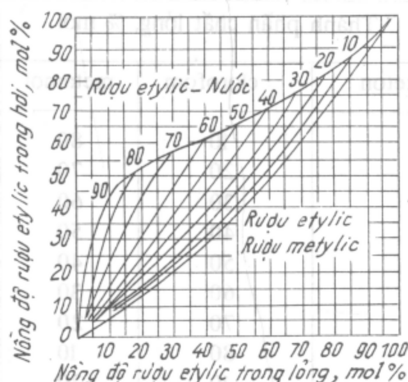
Bảng IX.14. **Rượu metylic - rượu etylic - nước CH_4O - C_2H_6O - H_2O**

Thành phần chất lỏng % mol			Thành phần hơi, % mol			t, °C	p, mmHg
metanol	etanol	nước	metanol	etanol	nước		
1	2	3	4	5	6	7	8
10,6	51,7	37,7	18,3	57,3	24,4	Không có số liệu	741,8
18,8	45,9	35,3	29,7	49,3	21,0		743,1
28,1	38,3	33,6	43,1	38,6	18,3		742,4
68,3	6,4	25,3	86,5	5,1	8,4		749,7
60,8	12,2	27,0	77,9	11,9	10,2		748,0
40,6	3,8	55,6	73,7	6,9	19,4		747,6
26,6	14,1	59,3	52,9	22,4	24,7		747,2
12,1	24,2	63,7	31,3	40,8	27,9		746,8
80,8	4,00	15,2	92,1	3,5	4,4		746,8
6,3	64,1	29,6	10,2	67,5	22,3		747,0
6,1	28,6	65,3	15,2	52,1	32,7		746,6
4,4	48,2	47,4	7,4	63,0	29,6		745,6
62,5	3,6	33,9	84,5	4,0	11,5		744,3
33,1	18,8	48,1	53,1	26,5	20,4		739,9
41,5	27,4	31,1	60,3	25,5	14,2		742,6
48,3	9,2	42,5	71,9	12,3	15,8		741,3
13,1	41,9	45,0	23,3	51,0	25,7		741,8
25,4	32,7	41,9	41,3	37,1	21,6		742,7
37,8	23,3	38,9	57,3	25,2	17,5		742,2
47,3	15,1	37,6	70,3	15,4	14,3		740,6
8,0	39,3	52,8	15,8	55,0	29,2		740,3
15,2	33,3	51,5	28,4	45,3	26,3		745,2
21,7	28,3	50,0	39,6	36,9	23,5		745,1
34,1	9,6	56,3	61,4	15,4	23,2		745,3
19,7	19,3	61,0	41,7	31,2	27,1		747,8
18,7	11,5	69,8	42,7	28,4	28,9		747,3
29,4	3,6	67,0	64,7	9,0	26,3		746,0
5,2	14,2	80,6	17,3	44,9	37,8		746,1
12,5	8,9	78,6	39,1	27,9	33,0		745,9
20,0	3,5	76,5	59,1	10,9	30,0		744,3
3,0	9,6	87,4	17,2	39,8	43,0		744,9
9,2	7,5	83,3	29,5	33,6	36,9		746,3
13,8	2,9	83,3	50,0	13,1	36,9		743,7
3,2	5,1	91,7	19,8	31,6	48,6		742,0
6,1	3,3	90,6	39,0	15,1	45,9		741,2
16,7	69,0	14,3	24,9	63,6	11,5		745,9
31,7	56,6	11,7	47,2	45,6	7,2		746,4
46,6	44,1	9,3	58,6	36,3	5,1		746,4
77,5	20,0	2,5	85,8	13,2	1,0		745,4
88,5	10,0	1,5	93,8	5,7	0,5		747,1

$$\left.\begin{aligned}\lg\gamma_1 &= \frac{1}{T}\left[\frac{6{,}85x_3}{x_1 + 1{,}275x_2 + 0{,}62x_3}\right]^2\\ \lg\gamma_2 &= \frac{1}{T}\left[\frac{9{,}05x_3}{0{,}885x_1 + x_2 + 0{,}55x_3}\right]^2\\ \lg\gamma_3 &= \frac{1}{T}\left[\frac{14{,}0x_1 + 22{,}3x_2}{1{,}61x_1 + 1{,}82x_2 + x_3}\right]^2\end{aligned}\right\}\quad (IX.210)$$



Hình IX.47. Đồ thị biểu diễn thành phần cân bằng của rượu metylic



Hình IX.48. Đồ thị biểu diễn thành phần cân bằng của rượu etylic

Chữ số trên đồ thị chỉ hàm lượng nước (% mol) trong chất lỏng, $p = 760$ mmHg.

Bảng IX.15. **Rượu etylic - benzen - nước C_2H_6O - C_6H_6 - H_2O**

Thành phần chất lỏng % mol			Thành phần hơi, % mol			t, °C	p, mmHg
rượu etylic	benzen	nước	rượu etylic	benzen	nước		
1	2	3					
24,9	0,8	74,3	41,0	26,8	32,2	Không có số liệu	760
25,0	1,2	73,8	34,3	37,6	28,1		
25,2	1,7	73,1	29,4	46,1	24,5		
27,1	3,3	69,6	26,6	52,2	21,2		
38,0	53,9	8,1	32,2	53,6	14,2		
39,3	54,2	6,5	34,3	53,7	12,0		
45,7	4,0	50,3	40,9	34,8	24,3		
86,4	3,3	10,3	74,0	14,6	11,4		
88,0	1,4	10,6	84,2	5,1	10,7		

$$\left.\begin{aligned} \lg\gamma_1 &= \frac{1}{T}\left[\frac{13,0x_2 + 9,05x_3}{x_1 + 0,79x_2 + 0,55x_3}\right]^2 \\ \lg\gamma_2 &= \frac{1}{T}\left[\frac{18,5x_1 + 20,9x_3}{1,265x_1 + x_2 + 0,696x_3}\right]^2 \\ \lg\gamma_3 &= \frac{1}{T}\left[\frac{22,3x_1 + 35,3x_2}{1,82x_1 + 1,435x_2 + x_3}\right]^2 \end{aligned}\right\} \quad (IX.211)$$

Bảng IX.16. **Axeton - clorofom - rượu metylic C_3H_6O - $CHCl_3$ - CH_4O**

Thành phần chất lỏng, % mol			Thành phần hơi, % mol			t, °C	p, mmHg
axeton	clorofom	metamol	axeton	clorofom	metanol		
10	10	80	11,5	17,0	71,5	61	760
10	20	70	10,0	31,0	59,0	58,7	
10	30	60	9,5	42,5	48,0	57	
10	40	50	7,8	49	32,2	56	
10	50	40	8,7	53,	38,3	56	
10	60	30	9	57	34	56	
10	70	20	8	64,5	27,5	56,5	
10	80	10	9	77	14	59,8	
20	10	70	27	13	60	59,2	
20	20	60	20	25	55	59	
20	30	50	19	35	46	57,2	
20	40	40	18	42	40	56,7	
20	50	30	17	49	34	58	
20	60	20	19	58	23	59	
20	70	10	18	68	14	60,5	
30	10	60	38	11	51	58,9	
30	20	50	32	21,5	46,5	58,8	
30	30	40	30	29	41	58	
30	40	30	30	37,5	32,5	58,7	
30	50	20	27	47,5	25,5	59,5	
30	60	10	28,6	58,5	12,9	61,5	
40	10	50	47,5	11,0	41,5	58	
40	20	40	41	19	40	58,2	
40	30	30	42	26	32	58,9	
40	40	20	40	36,2	23,8	60	
40	50	10	41	46	13	61,5	
50	10	40	52	9	39	57,8	
50	20	30	52,5	16,5	31	58,3	
50	30	20	55	23	22	59,2	
50	40	10	54,5	33	12,5	61,2	
60	10	20	62	8,5	29,5	57,3	
60	20	30	63,5	15,5	21	59	
60	30	10	67,5	19,5	13	60	
70	10	20	71	8	21	57,5	
70	20	10	75,5	13,5	11	60	
80	10	10	82	7,5	10,5	58	

Bảng IX.17. **Axit - nitric nitơ đioxit - nước - axit sunfuric HNO_3 - NO_2 - H_2O - H_2SO_4**

Thành phần chất lỏng, % mol				Thành phần hơi, % mol			t, °C	p, mmHg
axit nitric	nitơ đioxit	nước	axit sunfuric	axit nitric	nitơ đioxit	nước		
28,0	0,7	47,1	24,2	94,0	1,3	4,7	73	300
31,8	0,7	44,3	23,2	93,8	1,5	4,7	67	
37,5	1,1	9,0	52,4	90,5	1,7	7,8	75	
39,3	0,3	25,2	35,2	94,8	1,3	3,9	66	
46,7	0,6	23,8	28,9	94,5	1,3	4,2	66	
65,9	1,1	5,4	27,6	86,6	5,1	8,3	66	
76,3	1,7	6,7	15,3	87,6	5,0	7,4	54	
27,5	0,8	47,7	24,0	93,8	1,3	4,9	85	440
31,8	0,7	44,6	22,9	93,5	1,5	5,0	79,5	
37,3	1,1	8,8	52,8	85,4	2,7	11,9	86	
38,0	0,4	26,8	34,8	94,2	1,5	4,3	78	
47,8	0,4	23,0	28,8	93,4	1,6	5,0	78	
63,2	1,1	7,3	28,4	85,2	5,7	9,1	79	
73,8	1,7	9,9	14,6	87,4	5,1	7,5	73	
27,9	0,6	47,4	24,1	93,5	1,4	5,1	90	550
31,4	0,9	44,8	22,9	93,2	1,6	5,2	87	
37,9	0,4	27,2	34,5	94,2	1,6	4,2	88	
39,1	1,1	5,8	54,0	83,4	3,9	12,7	95	
48,3	0,3	22,5	28,9	93,4	1,4	5,2	84	
62,8	1,5	7,4	28,3	85,1	5,1	9,8	87	
24,5	0,7	37,6	37,2	78,7	4,9	16,4	104	760
27,6	0,7	47,0	24,7	93,7	1,3	5,0	100	
31,8	0,7	44,3	23,2	93,2	1,6	5,2	97	
44,5	1,4	10,4	43,7	93,8	1,6	4,6	98	
47,0	0,8	23,9	28,3	92,0	1,7	6,3	94	
53,9	1,0	23,7	21,4	91,3	1,9	6,8	92	
63,2	1,1	7,2	28,5	84,3	5,2	10,5	91	
63,6	0,8	19,1	16,5	90,2	2,3	7,5	88,5	
76,0	1,6	6,7	15,7	85,3	5,2	9,5	87,5	
83,5	0,2	10,8	5,5	88,3	2,8	8,9	84	

Bảng IX.18. **Hiđro - oxi - nitơ - metan - cacbon oxit H_2 - O_2 - N_2 - CH_4 - CO**

Thành phần chất lỏng, % mol					Thành phần hơi, % mol					t, °C	p, at,
hiđro	oxi	nitơ	metan	cacbon oxit	hiđro	oxi	nitơ	metan	cacbon oxit		
5,7	1,4	32,2	39,6	21,1	89,0	0,4	9,1	0,1	1,4	-195	16
6,3	1,4	32,1	38,9	21,3	89,9	0,5	8,3	0,0	1,3		31
6,9	1,5	31,9	38,1	21,6	91,0	0,5	7,2	0,0	1,3		60
7,3	1,5	32,0	37,5	21,7	92,0	0,4	6,3	0,0	1,3		80
2,4	1,0	16,0	68,1	12,5	72,0	0,6	17,5	2,4	7,5	-182,9	6
2,8	1,2	19,0	59,6	17,4	70,1	0,5	19,4	0,8	9,2		6
2,5	1,2	16,6	66,7	13,0	81,0	0,7	12,3	1,7	14,3		10
4,2	1,2	27,2	48,1	19,3	78,2	0,6	13,8	0,4	7,0		11,6
2,6	1,2	17,0	66,1	13,1	84,6	0,7	9,7	1,5	3,5		16
5,7	1,3	28,6	44,3	20,1	81,0	0,6	12,2	0,3	5,9		16
6,1	1,4	29,7	42,1	20,7	83,1	0,5	11,5	0,1	4,8		21
3,2	1,3	16,9	65,3	13,3	87,3	0,6	8,8	1,2	2,1		31
6,8	1,4	30,2	40,2	21,4	86,1	0,5	10,0	0,0	3,4		31
7,3	1,5	31,1	38,3	21,8	88,2	0,5	8,8	0,0	2,5		60

Bảng IX.19. **Metan - etan - propan - butan - pentan CH_4 - C_2H_6 - C_3H_8 - C_4H_{10} - C_5H_{12}**

Thành phần chất lỏng, % mol					Thành phần hơi, % mol					t, °C	p, ata
metan	etan	propan	butan	pentan	metan	etan	propan	butan	pentan		
14,79	4,38	8,14	15,22	57,47	83,98	6,63	3,31	2,67	3,41	37,8	35,1
28,66	7,18	7,80	13,23	43,13	83,43	6,27	2,87	1,61	3,82		64,4
38,38	7,56	7,05	11,29	35,72	85,61	6,15	2,77	2,15	3,32		88,2
41,99	7,52	6,81	10,55	33,13	84,42	6,56	2,85	2,07	4,10		97,3
52,51	7,27	5,97	8,40	25,85	82,70	6,09	2,88	2,79	5,54		118,1

Bảng IX.20. **Metan - etan - propan - pentan - hecxan CH_4 - C_2H_6 - C_3H_8 - C_5H_{12} - C_6H_{14}**

Thành phần chất lỏng, % mol					Thành phần hơi, % mol					t, °C	p, ata
metan	etan	propan	pentan	hecxan	metan	etan	propan	penta	hecxan		
30,42	13,11	20,26	20,21	16,00	78,01	11,02	7,87	2,23	0,87	37,8	71,2
34,72	13,25	18,93	16,13	16,97	80,40	10,39	7,00	1,40	0,81		84,0
38,58	13,14	17,55	14,49	16,24	76,45	10,25	7,79	3,09	2,43		96,5
45,12	13,08	14,90	12,56	14,34	78,53	10,22	7,64	1,98	1,63		111,5
55,74	12,22	13,69	8,51	9,84	76,47	10,22	7,79	3,09	2,43		124,0

Bảng IX.21. **Mètan - etan - propan - butan - pentan - hecxan - heptan CH_4 - C_2H_6 - C_3H_8 - C_4H_{10} - C_5H_{12} - C_6H_{14} - C**

Thành phần chất lỏng, % mol							Thành phần hơi, % mol							t, °C	p, ata
metan	etan	propan	butan	pentan	hecxen	heptan	metan	etan	propan	butan	pentan	hecxan	heptan		
50,46	4,03	2,68	3,16	3,08	3,60	32,69	91,26	3,50	1,48	1,22	0,75	0,57	1,22	48,9	218
52,79	4,52	2,85	2,92	2,56	3,19	31,17	90,66	3,79	1,58	1,28	0,70	0,63	1,36		243
59,12	4,16	2,46	2,38	1,97	2,45	27,46	88,68	3,83	1,68	1,41	0,87	0,88	2,65		321
59,37	4,31	2,62	2,43	1,80	2,02	27,45	88,77	3,97	1,91	1,38	0,79	0,69	2,49		343
62,97	3,19	2,34	2,48	2,09	2,17	24,76	87,44	3,08	1,56	1,54	1,17	1,02	4,19		351
62,30	3,47	2,23	2,50	2,18	2,64	24,68	86,75	3,29	1,71	1,53	1,17	1,04	4,51		351
58,81	4,62	2,75	2,45	1,57	1,84	27,96	89,53	4,18	1,94	1,37	0,69	0,51	1,78		352
63,12	4,13	2,30	2,22	1,81	2,23	24,19	87,39	4,13	1,73	1,42	0,93	0,98	3,42		380
64,37	4,13	2,27	2,13	1,73	2,14	23,23	87,68	3,97	1,77	1,45	0,95	1,10	3,08		397
66,90	4,08	2,24	2,03	1,57	1,95	21,23	86,44	3,94	1,82	1,49	0,82	0,90	4,59		448
64,07	4,33	2,48	2,34	1,77	2,02	22,99	87,33	3,49	1,98	1,60	0,96	0,85	3,79		454
68,53	4,10	2,23	1,97	1,56	1,87	19,74	85,83	3,84	1,78	1,51	1,01	1,14	4,78		459
70,91	4,01	2,12	1,91	1,42	1,67	17,96	84,25	3,93	1,82	1,55	1,08	1,22	6,15	48,9	540
68,64	4,01	2,22	1,99	1,42	1,67	20,05	84,59	3,92	1,93	1,63	1,04	1,04	5,85		542
72,72	3,98	2,04	1,81	1,35	1,56	16,54	82,36	3,95	1,85	1,62	1,12	1,27	7,83		638
69,45	3,97	2,06	2,06	1,62	1,88	18,96	82,11	4,21	4,04	1,73	1,22	1,11	7,58	48,9	660

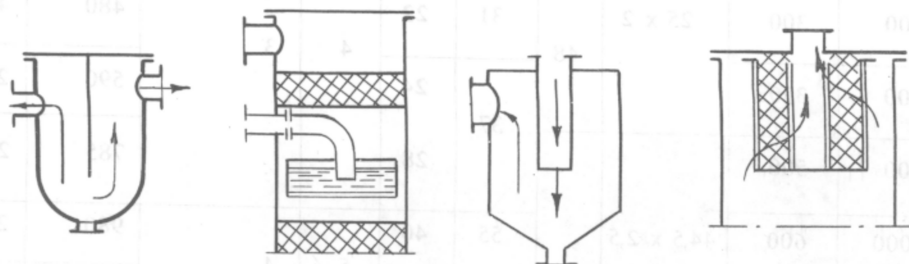
Tiếp bảng IX.21

Thành phần chất lỏng, % mol							Thành phần hơi, % mol							t, °C	p, ata
metan	etan	propan	butan	pentan	hecxen	heptan	metan	etan	propan	butan	pentan	hecxan	heptan		
20,64	2,91	2,46	3,27	3,54	5,35	61,83	91,57	4,09	1,75	1,18	0,61	0,39	0,41	93,3	71
28,88	3,34	2,91	3,38	3,16	5,28	53,05	91,56	4,01	1,72	1,17	0,59	0,45	0,50		109
33,34	3,63	2,92	3,29	3,20	4,18	49,44	91,31	3,99	1,69	1,15	0,63	0,46	0,77		130
39,95	3,93	3,01	3,07	2,79	3,91	43,34	91,11	3,98	1,69	1,20	0,63	0,50	0,89	170	
49,04	4,16	2,71	2,81	2,41	3,15	35,72	89,92	3,85	1,72	1,30	0,79	0,65	1,77		242
51,42	4,05	2,58	2,54	2,21	2,84	32,36	89,70	3,86	1,74	1,30	0,79	0,65	1,95		258
59,38	4,10	2,43	2,25	1,84	2,24	27,76	88,33	3,96	1,91	1,42	0,90	0,92	2,56		337
61,27	3,90	2,07	2,00	1,64	2,08	26,95	87,75	3,88	1,78	1,37	0,88	0,84	3,50		363
63,18	4,01	2,29	2,13	1,71	2,00	24,68	86,97	3,86	1,73	1,53	0,91	0,97	4,03		390
67,94	4,01	2,07	1,96	1,50	1,76	20,76	84,04	3,84	1,81	1,47	1,99	0,95	5,90		459
71,05	3,97	2,10	1,85	1,44	1,65	17,94	84,12	3,77	1,83	1,47	1,03	1,09	6,69		508
71,99	4,00	2,14	1,73	1,33	1,53	17,28	83,6	3,88	1,85	1,50	1,06	1,08	7,17		538
76,35	3,99	2,06	1,70	1,25	1,45	13,20	83,18	3,91	1,87	1,55	1,06	1,09	7,34		542
71,87	3,97	2,11	1,81	1,49	1,55	17,20	83,32	3,90	1,83	1,48	1,10	1,18	7,19		550

III. MỘT SỐ CẤU TẠO VÀ CÁCH LẮP GHÉP TRONG THIẾT BỊ HẤP THỤ VÀ CHƯNG LUYỆN

§1. Tháp đệm

Hình IX.49. Tháp đệm và một số bộ phận tưới chất lỏng:
a) vòi phun hoa sen; b) tưới bằng rây hở; (c) vòi phun có chất lỏng vào tiếp tuyến;
1- vỏ; 2- đĩa tiếp liệu (hoặc phân phối dung môi); 3- cửa tháo; 4- lưới đỡ đệm; 5- đĩa phân phối lại; 6- đệm; 7- cửa khí vào; 8- chất lỏng

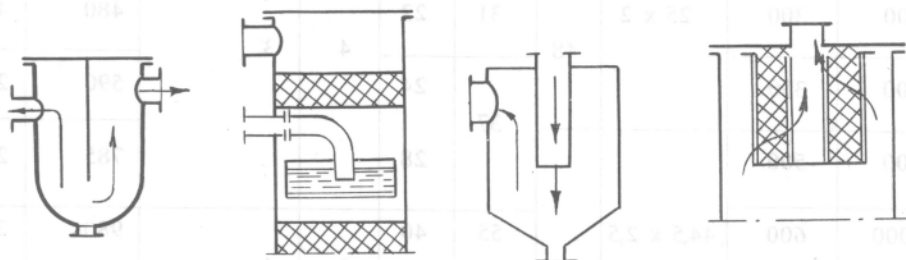


Hình IX.50. Kết cấu bộ phận tách lỏng

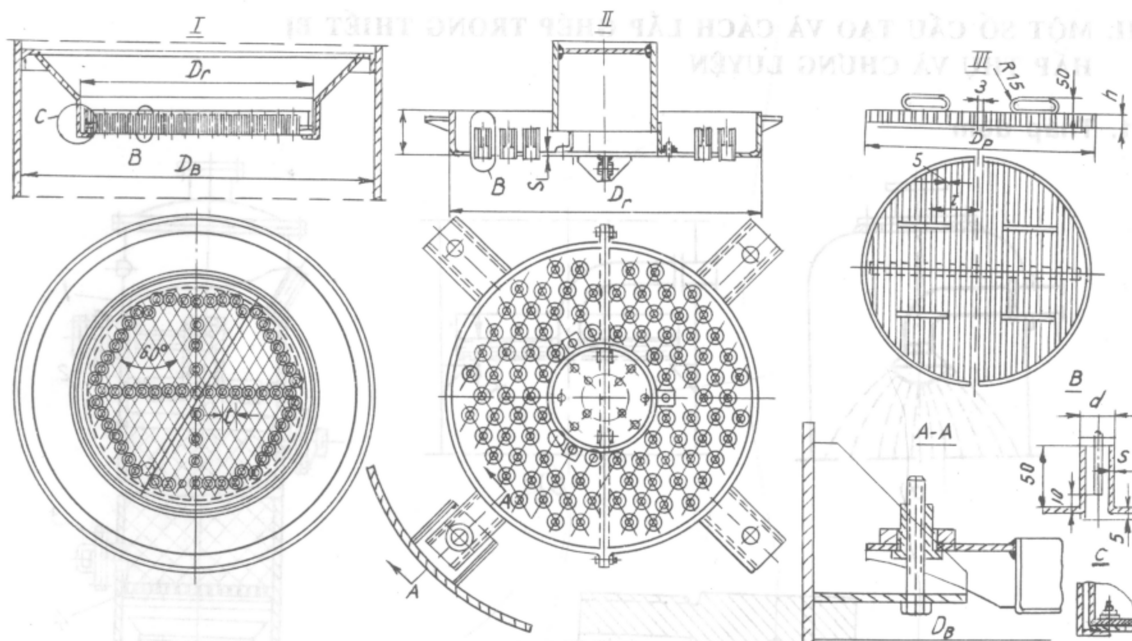
III. MỘT SỐ CẤU TẠO VÀ CÁCH LẮP GHÉP TRONG THIẾT BỊ HẤP THỤ VÀ CHƯNG LUYỆN

§1. Tháp đệm

Hình IX.49. Tháp đệm và một số bộ phận tưới chất lỏng:
a) vòi phun hoa sen; b) tưới bằng rây hở; (c) vòi phun có chất lỏng vào tiếp tuyến;
1- vỏ; 2- đĩa tiếp liệu (hoặc phân phối dung môi); 3- cửa tháo; 4- lưới đỡ đệm; 5- đĩa phân phối lại; 6- đệm; 7- cửa khí vào; 8- chất lỏng



Hình IX.50. Kết cấu bộ phận tách lỏng

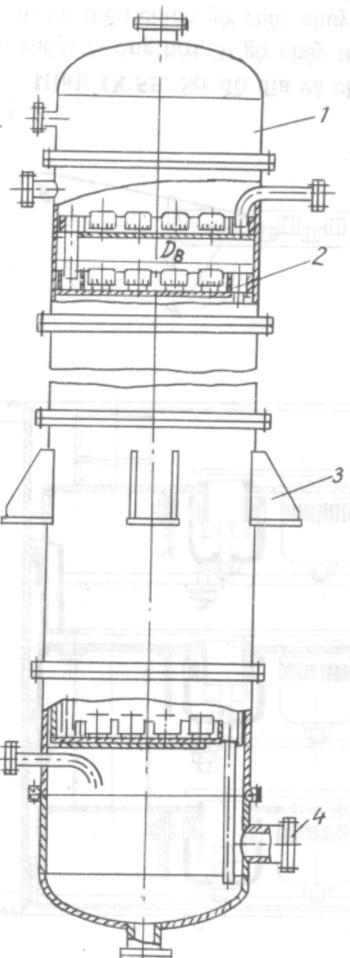


Hình IX.51. Kết cấu đĩa phân phối và lưới đỡ đệm:
1- đĩa phân phối loại 1; II- đĩa phân phối loại 2; III- lưới đỡ đệm

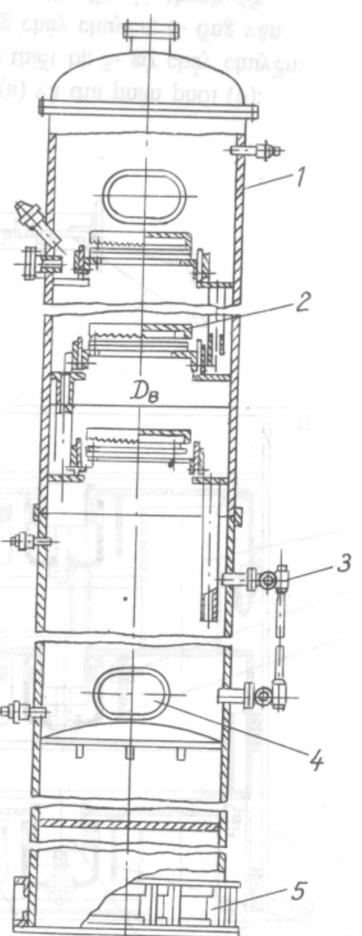
Bảng IX.22. **Kích thước cơ bản của đĩa phân phối và lưới đỡ đệm**

Đường kính tháp	Đĩa phân phối loại 1 và 2							Lưới đỡ đệm		
	Đường kính đĩa D_d	Ống dẫn chất lỏng				Chiều dài đĩa loại 2, S1		Đường kính lưới D_1	Chiều rộng của bước *b*	
		d x *S*	*t*	số lượng loại		thép CT3	hợp kim X18H10T X17H13M2T		đệm 25 x 25	đệm 50 x 50
				1	2					
	mm			chiếc				mm		
400	250			19	12			369	23	47
500	300	25 x 2	48	31	22	4	3	480	43	
600	350			37	24			590	20,5	40
800	500				28			785	22	41
1000	600	44,5 x 2,5	70	55	40	5	4	980	20	41,5
1200	750			91	70			1165	22	

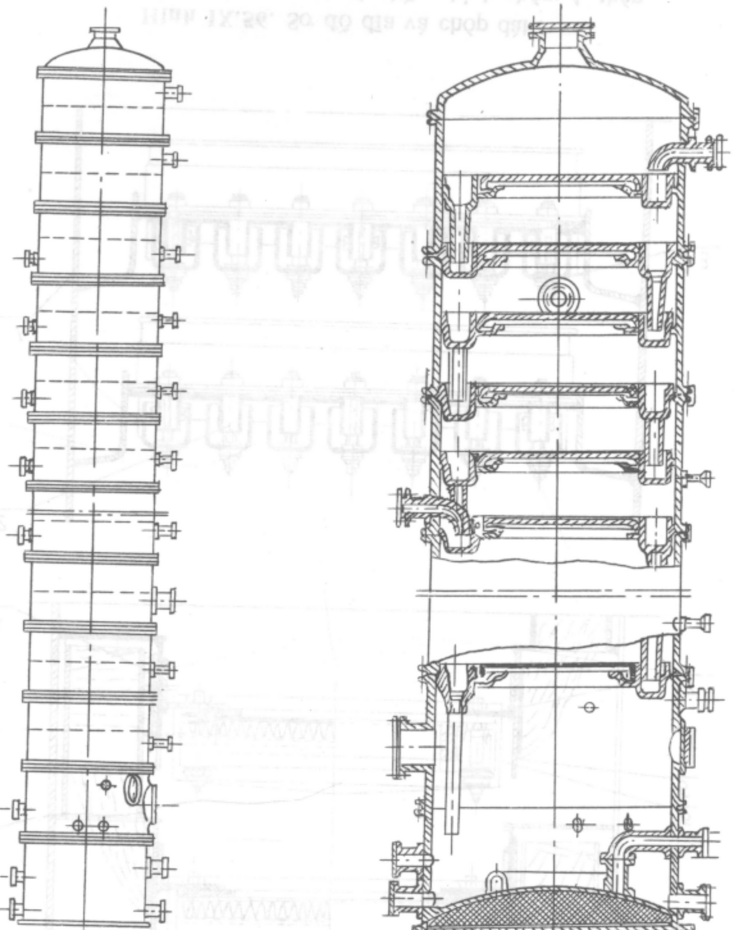
§ 2. Tháp chóp



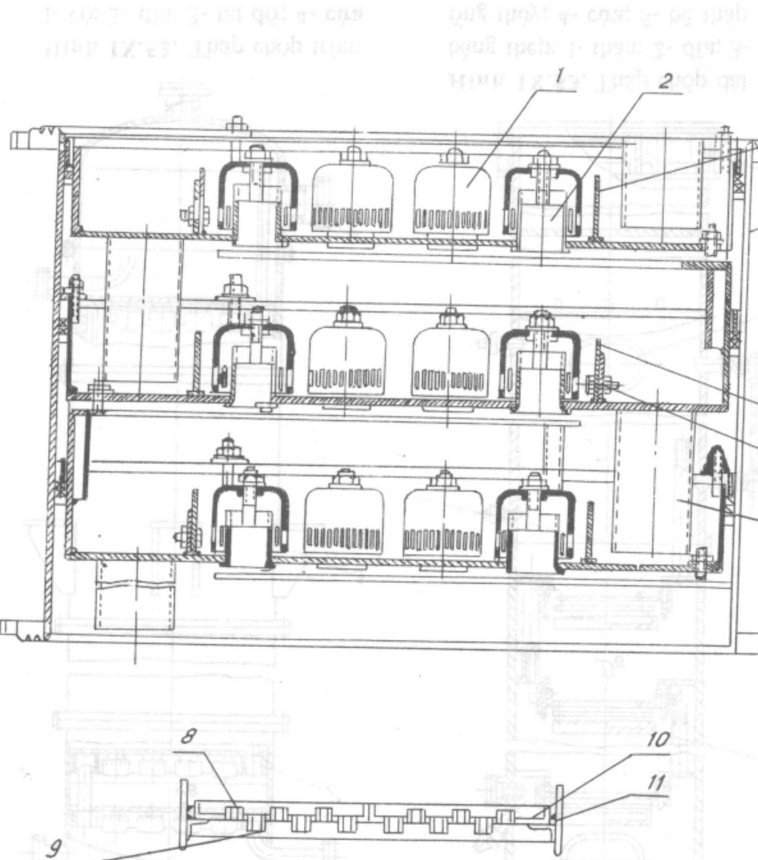
Hình IX.52. Tháp chóp tròn: 1- vỏ; 2- đĩa; 3- tai đỡ; 4- cửa



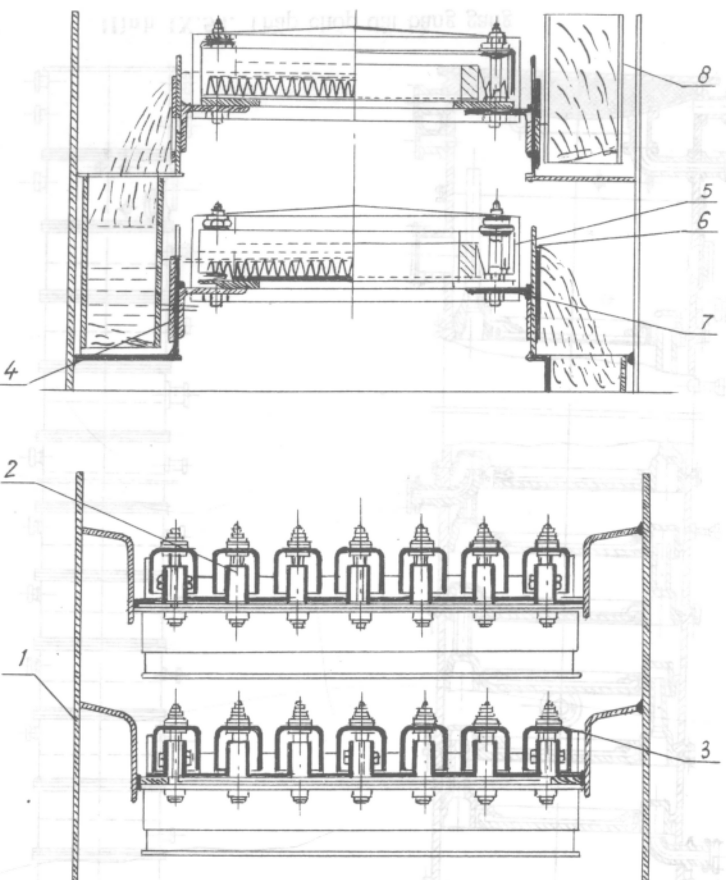
Hình IX.53. Tháp chóp dài bằng thép: 1- thân; 2- đĩa; 3- ống thủy; 4- cửa; 5- bệ tháp



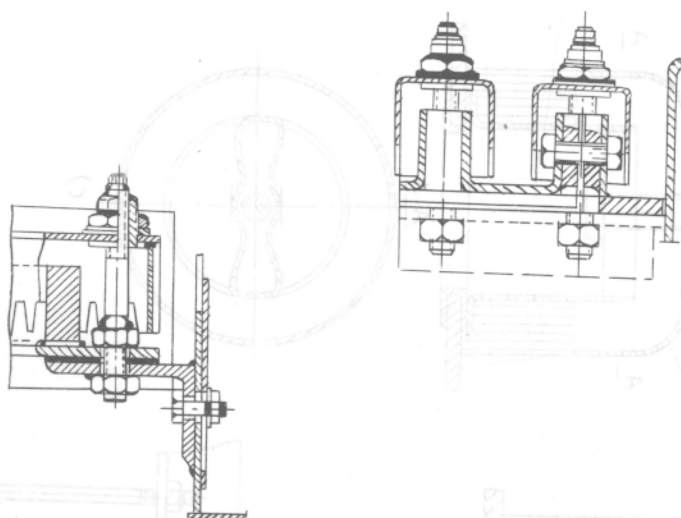
Hình IX.54. Tháp chóp dài bằng gang



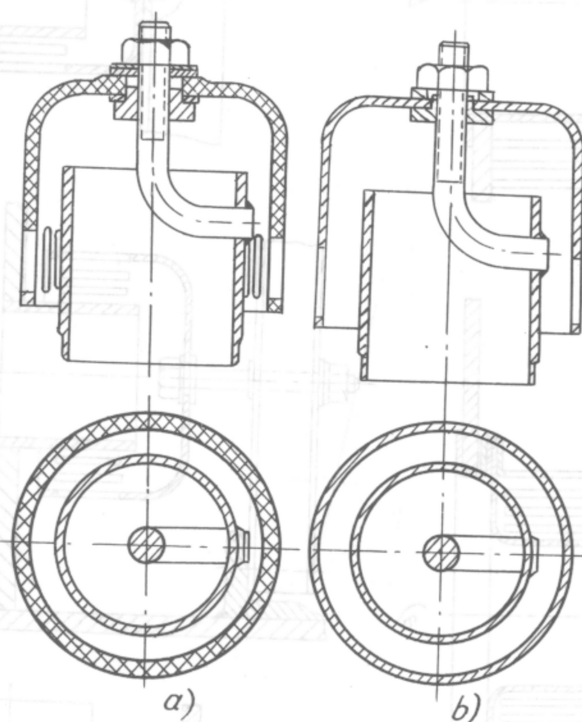
Hình IX.55. Sơ đồ đĩa và chóp tròn (a) và đĩa phân phối (b):
1- chóp; 2- ống hơi; 3- gờ chảy tràn; 4- vỏ thiết bị; 5- gờ chảy chuyền; 6- vít điều chỉnh gờ chảy chuyền; 7- ống chảy chuyền; 8- ống vận chuyển hơi; 9- ống vận chuyển chất lỏng; 10- đĩa; 11- thanh đỡ



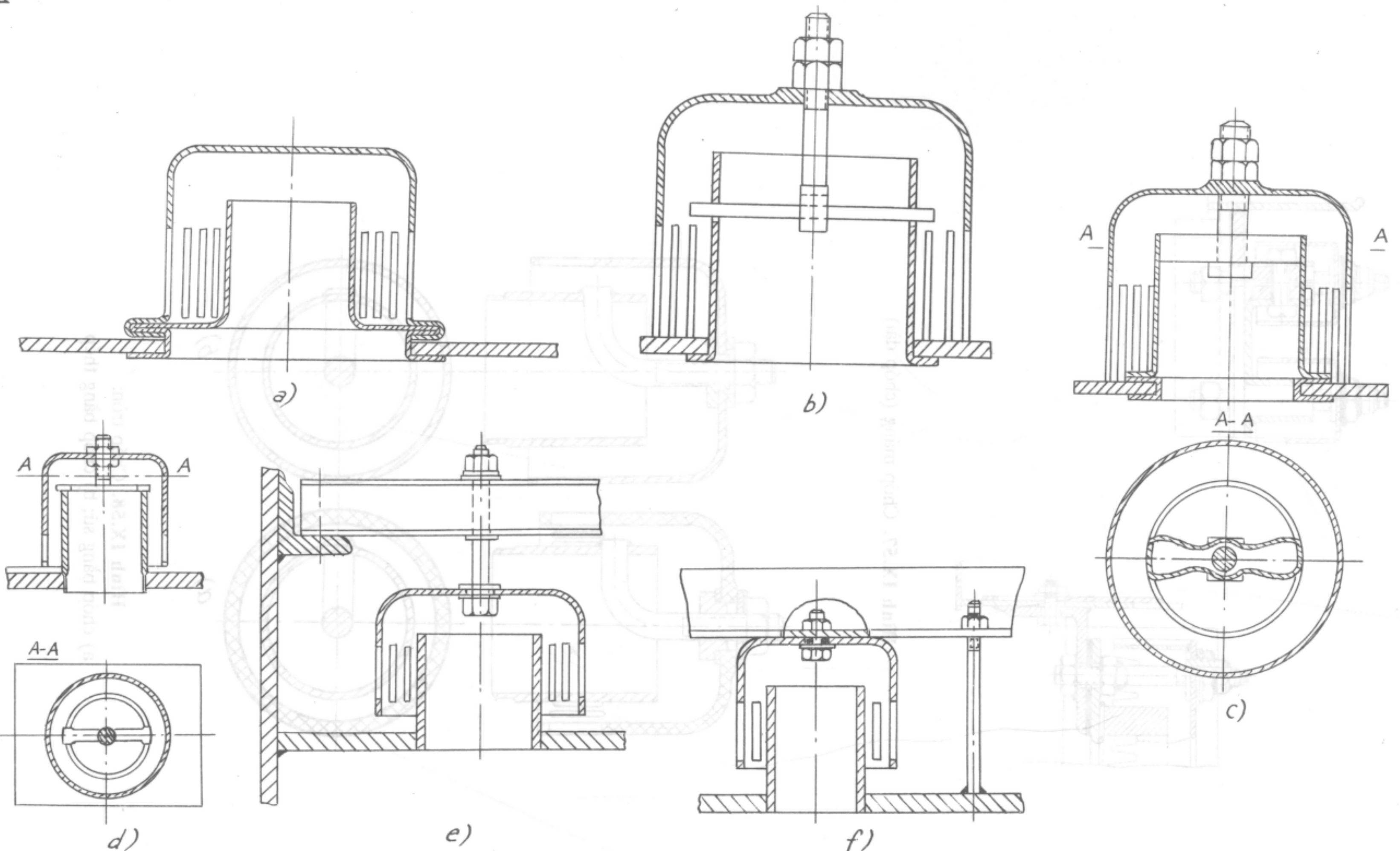
Hình IX.56. Sơ đồ đĩa và chóp dài :
1- vỏ thiết bị; 2- ống hơi; 3- ốc điều chỉnh chóp; 4- thép góc đỡ đĩa; 5- chóp dài; 6- gờ chảy chuyền; 7- ốc điều chỉnh gờ chảy chuyền; 8- ống chảy chuyền



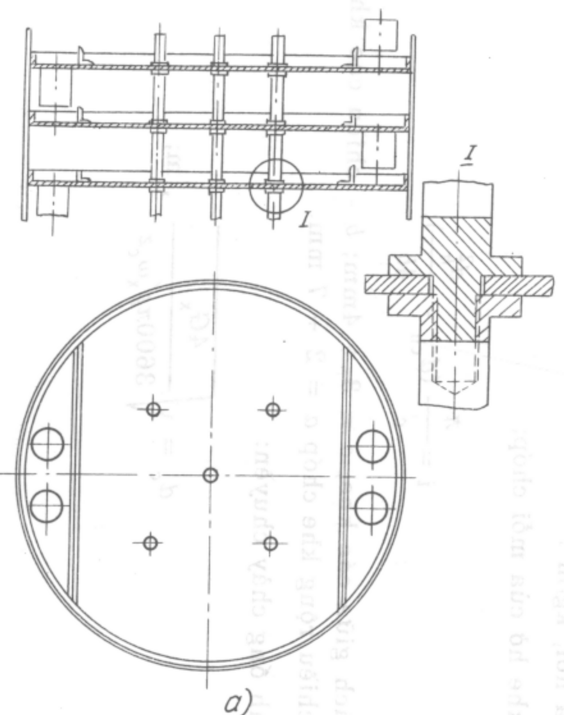
Hình IX.57. Chóp máng (chóp dài)

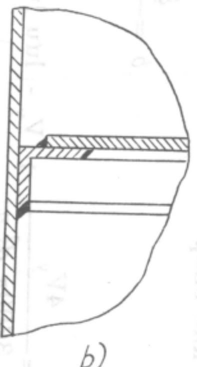


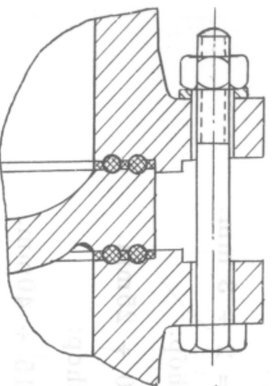
Hình IX.58. Chóp tròn:
a) chóp bằng sứ; b) chóp bằng thép

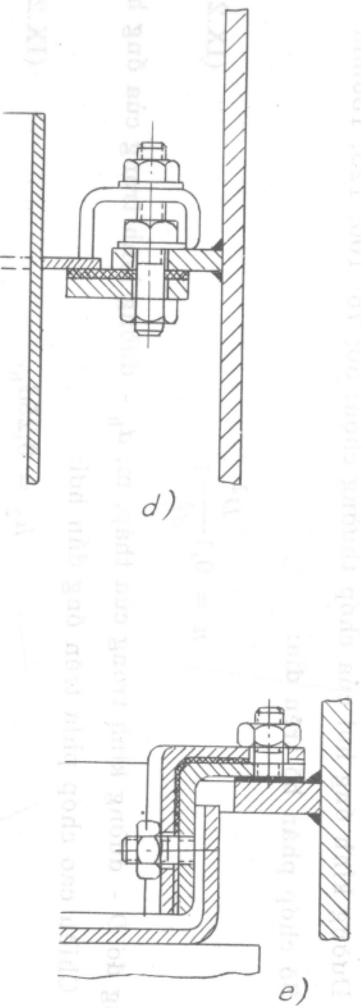


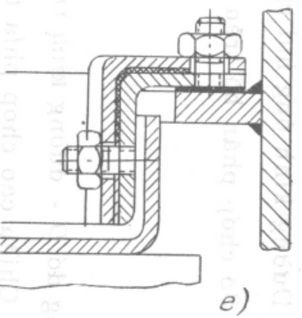
Hình IX.59. Một số phương pháp ghép chóp











Hình IX.60. Một số phương pháp lắp đĩa và ống chảy chuyền: a) kết cấu giá đỡ đĩa nhỏ thanh trụ; b) ghép chặt đĩa với vành; c) kết cấu đĩa nằm giữa hai mặt bích; d) ghép bằng đệm trung gian; e) ghép bằng kim thủy lực

Một số công thức tính các chi tiết của chóp tròn:

- Đường kính ống hơi của chóp thường chọn: 50; 75; 100; 125; 150mm.

- Số chóp phân bố trên đĩa:

$$n = 0{,}1\frac{D^2}{d_h^2}\ ; \qquad \text{(IX.212)}$$

trong đó D - đường kính trong của tháp, m; d_h - đường kính trong của ống hơi, m.

- Chiều cao chóp phía trên ống dẫn hơi:

$$h_2 = 0{,}25d_h. \qquad \text{(IX.213)}$$

- Đường kính chóp:

$$d_{ch} = \sqrt{d_h^2 + (d_h + 2\delta_{ch})^2}\ ; \qquad \text{(IX.214)}$$

δ_{ch} - chiều dày chóp, thường lấy $\delta_{ch} = 2 \div 3$ mm.

- Khoảng cách từ mặt đĩa đến chân chóp:

$$S = 0 \div 25\text{mm}.$$

- Chiều cao mức chất lỏng trên khe chóp:

$$h_1 = 15 \div 40\text{mm},$$

- Chiều cao khe chóp

$$b = \frac{\xi\omega_y^2\,\rho_y}{g\rho_x}\ ; \qquad \text{(IX.215)}$$

trong đó $\omega_y = \dfrac{4V_y}{3600\pi\ d_h^2.n}$; V_y - lưu lượng hơi đi trong tháp, m^3/h; ξ - hệ số trở lực của đĩa chóp, thường lấy $\xi = 1{,}5 \div 2$; ρ_x, ρ_y - khối lượng riêng trung bình của pha lỏng và hơi, kg/m^3.

- Số lượng khe hở của mỗi chóp;

$$i = \frac{\pi}{c}\,(d_{ch} - \frac{d_h^2}{4b}); \qquad \text{(IX.216)}$$

c - khoảng cách giữa các khe, $c = 3 \div 4$mm; b - chiều cao khe chóp, $b = 10 \div 50$mm; a - chiều rộng khe chóp $a = 2 \div 7$ mm.

- Đường kính ống chảy chuyền:

$$d_c = \sqrt{\frac{4G_x}{3600\pi\rho_x\omega_c z}}\ ,\ \text{m}; \qquad \text{(IX.217)}$$

trong đó G_x - lưu lượng lỏng trung bình đi trong tháp, kg/h; ρ_x - khối lượng riêng của lỏng, kg/m^3; z - số ống chảy chuyền; ω_c - tốc độ chất lỏng trong ống chảy chuyền, thường lấy $w_c = 0,1 \div 0,2$m/s.

- Khoảng cách từ đĩa đến chân ống chảy chuyền:

$$S_1 = 0,25d_c. \quad \text{(IX.218)}$$

- Chiều cao ống chảy chuyền trên đĩa:

$$h_c = (h_1 + b + S) - \Delta h; \quad \text{(IX.219)}$$

Δh - chiều cao mức chất lỏng ở bên trên ống chảy chuyền:

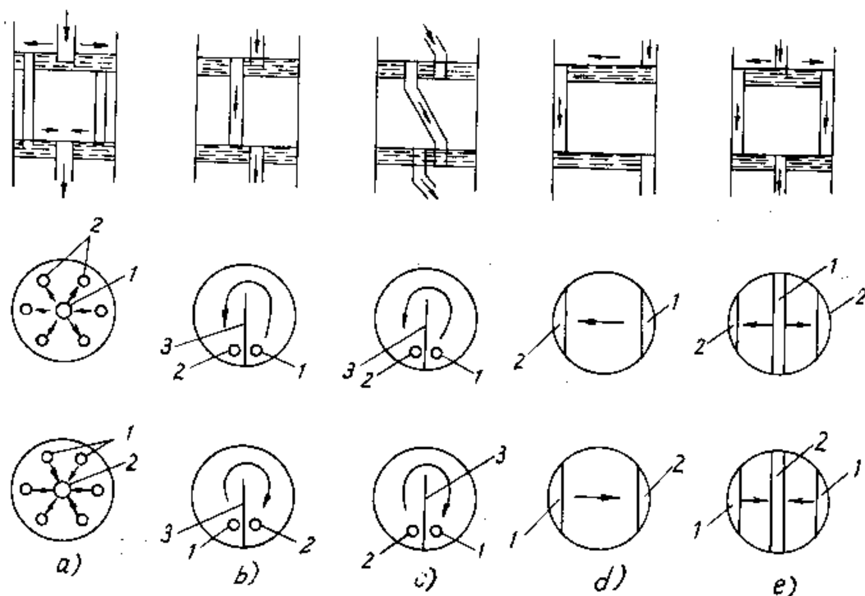
$$\Delta h = \sqrt[3]{\left(\frac{V}{3600.1,85.\pi d_c}\right)^2};$$

ở đây V - thể tích chất lỏng chảy qua, m^3/h.

- Bước tối thiểu của chóp trên đĩa:

$$t_{min} = d_{ch} + 2\delta_{ch} + l_2; \quad \text{(IX.220)}$$

$l_2 = 12,5 + 0,25d_{ch}$ - khoảng cách nhỏ nhất giữa các chóp, thường lấy $l_2 = 35$mm.



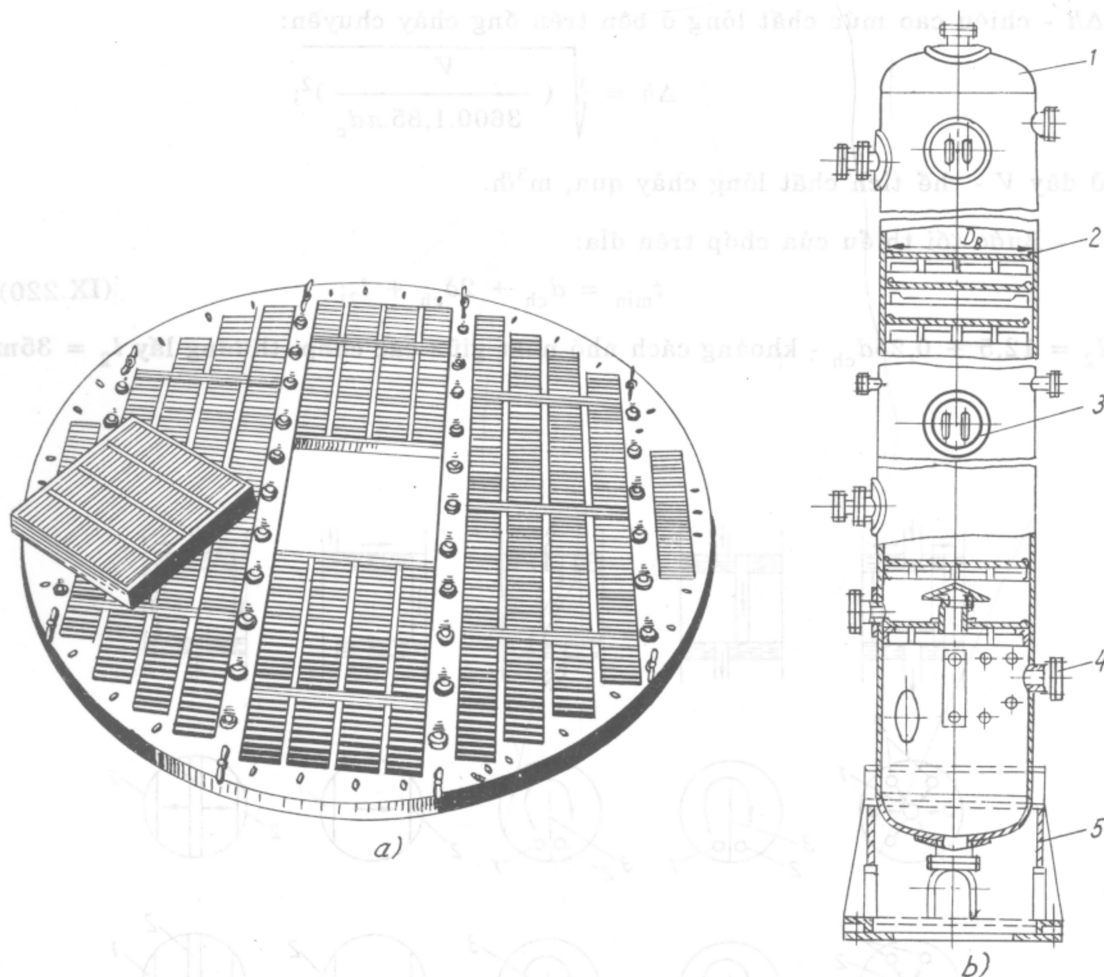
Hình IX.61. Sơ đồ chuyển động của chất lỏng trên đĩa:
1- đường dẫn chất lỏng vào đĩa; 2- đường dẫn chất lỏng đi ra khỏi đĩa; 3- tấm ngăn

- Khoảng cách từ tâm ống chảy chuyền đến tâm chóp gần nhất:

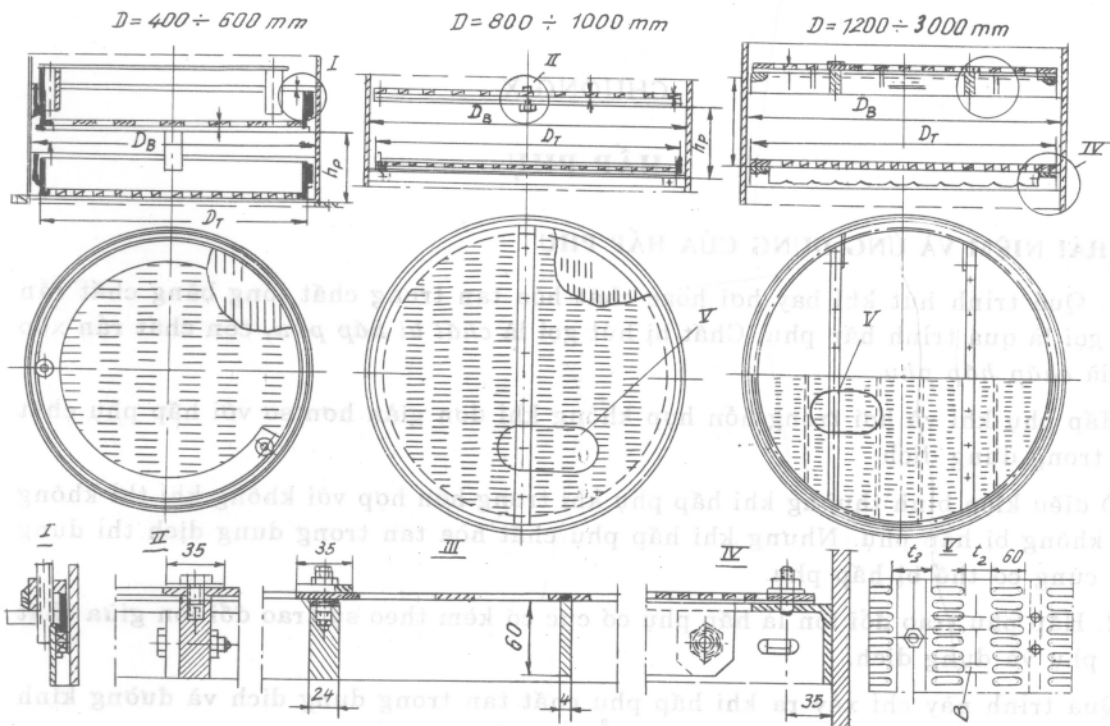
$$t_1 = \frac{d_c}{2} + \delta_c + \frac{d_{ch}}{2} + \delta_{ch} + l_1; \qquad \text{(IX.221)}$$

trong đó d_c - bề dày ống chảy chuyền, thường lấy $\delta_c = 2 \div 4$ mm; l_1 - khoảng cách nhỏ nhất giữa chóp và ống chảy chuyền, thường chọn $l_1 = 75$ mm,

§ 3. Tháp đĩa không có ống chảy chuyền



Hình IX.62. Tháp đĩa lưới không có ống chảy chuyền:
a) cấu tạo đĩa, b) kết cấu toàn tháp;
1- vỏ; 2- đĩa; 3- cửa sửa chữa; 4- cửa khí vào; 5- chân đỡ



Hình IX.63. Cấu tạo của đĩa lưới

CHƯƠNG X

HẤP PHỤ

I. KHÁI NIỆM VÀ ỨNG DỤNG CỦA HẤP PHỤ

1. Quá trình hút khí bay hơi hoặc chất hòa tan trong chất lỏng bằng chất rắn xốp gọi là quá trình hấp phụ. Chất bị hút gọi là *chất bị hấp phụ*, còn chất rắn xốp gọi là *chấp hấp phụ.*

Hấp phụ khí và hơi trong hỗn hợp không khí đơn giản hơn so với hấp phụ chất tan trong dung dịch.

Ở điều kiện bình thường khi hấp phụ khí trong hỗn hợp với không khí thì không khí không bị hấp phụ. Nhưng khi hấp phụ chất hòa tan trong dung dịch thì dung môi cũng có thể bị hấp phụ.

2. Hấp phụ trao đổi ion là hấp phụ có cực có kèm theo sự trao đổi ion giữa chất hấp phụ và dung dịch.

Quá trình này chỉ xảy ra khi hấp phụ chất tan trong dung dịch và đường kính mao quản của chất hấp phụ nhỏ hơn 5Å (5.10^{-8}cm).

3. Hấp phụ có kèm theo phản ứng hóa học giữa các chất bị hấp phụ và chất hấp phụ gọi là hấp phụ hóa học.

Quá trình này có thể xảy ra cả trong môi trường khí và môi trường lỏng, khi đường kính mao quản của chất hấp phụ lớn hơn 200 Å và thường xảy ra ở nhiệt độ cao ($t > 200^oC$).

4. Hấp phụ không kèm theo phản ứng hóa học chia làm hai loại: hấp phụ vật lý và hấp phụ kích động.

a) Hấp phụ vật lý có những đặc điểm sau:

- Lực hấp phụ là lực Vanđecvan, tức là lực hút tương hỗ giữa các phân tử.
- Quá trình hấp phụ là quá trình thuận nghịch hoàn toàn.
- Nhiệt tỏa ra không đáng kể.
- Có thể hấp phụ một lớp hay hấp phụ nhiều lớp.

b) Hấp phụ kích động có những đặc điểm sau:

- Tạo thành một lớp đặc biệt trên bề mặt chất hấp phụ gọi là lớp đơn phân tử hay là lớp bề mặt, có khi lớp đơn phân tử này không phủ kín bề mặt chất hấp phụ. Rất khó nhả chất bị hấp phụ ra khỏi chất hấp phụ.

- Quá trình xảy ra chậm, cần phải kích thích để tăng tốc độ (ví dụ dùng ánh sáng hay tăng nhiệt độ).

- Nhiệt tỏa ra lớn tương đương với nhiệt phản ứng.

Chú ý: trong thực tế, các loại hấp phụ có thể xảy ra đồng thời và tùy theo điều kiện thực hiện quá trình mà hấp phụ loại này có thể chiếm ưu thế hơn loại kia.

5. Trong công nghiệp thường tiến hành quá trình hấp phụ để làm sạch và sấy khô khí, tách các hỗn hợp khí hay hơi thành từng cấu tử, tiến hành quá trình xúc tác dị thể trên bề mặt phân chia pha.

So với quá trình hấp thụ thì quá trình hấp phụ có thể tiến hành được khi nồng độ chất bị hấp phụ trong hỗn hợp khí hay lỏng rất nhỏ và do đó việc tách thực hiện được triệt để hơn.

II. CHẤT HẤP PHỤ

Chấp hấp phụ là những vật liệu rắn dạng hạt có cấu trúc rất xốp và diện tích bề mặt riêng lớn.

6. Đặc trưng cơ bản của chất hấp phụ là *hoạt độ*. Có hai loại hoạt độ:

- hoạt độ tĩnh được đặc trưng bởi lượng tối đa chất bị hấp phụ do một đơn vị thể tích hay một đơn vị khối lượng chất hấp phụ hút được ở một nhiệt độ và nồng độ nhất định của chất bị hấp phụ có trong pha khí (hơi) cho đến khi đạt tới cân bằng;

- hoạt độ động lực được đặc trưng bởi lượng tối đa chất bị hấp phụ do một đơn vị thể tích hay một đơn vị khối lượng chất hấp phụ hút được trong khoảng thời gian tính từ khi bắt đầu hấp phụ cho đến khi xuất hiện chất bị hấp phụ trong pha khí đi ra.

7. Chất hấp phụ được chia làm hai loại:

- loại I: chất hấp phụ có ống mao quản rất nhỏ, kích thước của ống mao quản có thể gần bằng kích thước phân tử của chất bị hấp phụ.

- loại II: chất hấp phụ có ống mao quản lớn.

8. Đối với chất hấp phụ cần chú ý phân biệt các khối lượng riêng khác nhau sau đây:

- Khối lượng riêng xốp ρ_x là khối lượng một đơn vị thể tích của lớp chất hấp phụ. Chất hấp phụ có kích thước không đồng nhất thì có khối lượng riêng xốp lớn hơn so với loại đồng nhất vì các hạt nhỏ nằm xen kẽ vào các khoảng trống giữa các hạt lớn.

- Khối lượng riêng biểu kiến ρ_h là khối lượng của một đơn vị thể tích các hạt vật liệu xốp khô. Khối lượng riêng biểu kiến ρ_h có quan hệ với khối lượng riêng xốp ρ_x và độ xốp ε của lớp chất hấp phụ theo biểu thức sau:

$$\rho_h(1 - \varepsilon) = \rho_x. \qquad (X.1)$$

- Khối lượng riêng thực (hay khối lượng riêng tinh thể) ρ_T là khối lượng của một đơn vị thể tích vật liệu đặc, không chứa các lỗ xốp hoặc mao quản. Tính chất này của chất hấp phụ thường cho trong bảng tra cứu số liệu, phụ thuộc vào tính chất của các hợp chất hóa học tinh khiết và liên hệ với khối lượng riêng biểu kiến

Bảng X.1. **Tính chất vật lý của một số chất hấp phụ**

Chất hấp phụ và ứng dụng của nó	Hình dạng hạt(1)	Kích thước hạt; mm	Độ xốp bên trong của hạt x, %	Độ xốp của lớp ε, %	Khối lượng riêng xốp ρ_x, kg/m^3	Đường kính mao quản, Å	Diện tích bề mặt hấp phụ, m^2/g	Khả năng hấp phụ, g/g chất hấp phụ khô
1	2	3	4	5	6	7	8	9
a) Nhôm oxit:								
1. Nhôm oxit hoạt	H	6 - 2,4	-	-	875	-	210	0,14 (2)
tính sử dụng để sấy	H	0,85 - 0,25	-	-	750	-	310	-
khí và chất lỏng, làm	H	hạt khác	25	49	795	34	250	0,14 (2)
chất mang xúc tác,		nhau						
trung hòa dầu bôi	T	4,6	-	40	690	-	310	-
trơn, chất xúc tác	V	25 x 16	60	-	1360	-	0,5	0,14 (2)
	C	4,75 - 2,4	40	39	835	20 ÷ 80	350	-
	C	6 ÷ 2,4	-	45	720	64	360	0,20 (2)
	C	0,1 ÷ 0,04	-	35	770	-	400; 310	-
	C	6 ÷ 3,4	-	-	880	-	350	0,21 (2)
2. Nhôm oxit xúc tác (hàm lượng xôđa thấp)	C	6 ÷ 2,4	-	-	880	~ 50	~ 250	-
3. Boxit hoạt hóa	H, T	2,4 ÷ 0,85	35	40	~ 850	~ 50	-	0,04÷0,2 (3)
4. Nhôm ôxit dùng cho sắc ký	H	2,4 ÷ 0,075	-	-	1080	-	210; 150	-
	C,B	0,6 ÷ 0,1; B	-	-	~ 880	20 ÷ 40	160	-
b) Chất hấp phụ silicat:								
1. Nhôm silicat:	T, C,	1,6; 3,2	45÷55	36	~ 705	-	770	–
Sử dụng để hấp phụ chọn lọc (theo kích thước và công thức phân tử); để sấy	B	kích thước khác nhau	-	34	~ 660	-	-	0,22 (4)
khô; làm nền của chất		0,075	-	-	880	-	-	0,65 (5)
xúc tác	T	1,6 hay 3,2	30	30	705	-	550	-
2. Đất sét được xử lý bằng axit:	B	-	-	-	480 - 720	-	225 ÷ 300	-
Sử dụng để làm sạch sản phẩm dầu mỏ, dầu thực vật, nhựa cây, nền chất xúc tác	T, C	3,8	-	40	850	-	100	-

Tiếp bảng X.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9
3. Silicagen có magen oxit	H	kích thước khác nhau	33	+25	~ 480	-	300	-
4 Đá điatômit	T	kích thước khác nhau	75÷80	50	270÷480	-	1,2÷20	-
	B	-	-	-	144	-	25÷50	-
5. Silicagen	H, B	kích	~ 70	35÷43	~ 400	140	≈ 320	1,0 (4)
Sử dụng để sấy khí, tách các hiđro cacbua, nền của chất xúc tác	H	thước khác nhau	35÷40	30÷40	640÷770	25÷50	500÷900	0,4÷ 0,5 (4)
	C	3,2	34	36	800	21	650	0,4
	B	-	-	-	480	20	700	-
c) Than:								45
1. Than từ vỏ của các hạt Sử dụng để xử lý nước, làm sạch khí hoàn	H	kích thước khác nhau	~ 50	~ 37	430÷515	20	800÷1100	
nguyên và làm sạch dung dịch tẩy mầu các sản phẩm tự nhiên (đối với tất cả các loại than)	B	-	60÷80	45	320÷350	30	1200	-
2. Than gỗ	H	kích thước khác nhau	55÷75	~ 40	160÷560	-	625÷1400	6÷9 (6)
	B	-	43	40	305	32	800	-
3. Than bùn	T, H, B	2,4	~ 55	40	240÷515	30÷40	500÷1600	-
	T	4,0÷2,85	40÷50	37	~ 340	~ 22	1300	-
4. Than đá	H	kích thước khác nhau	65÷75	45÷50	320÷480	20÷38	500÷1200	~ 0,40 (7)
	H	1,7÷0,6	-	40	~ 480	60÷65	800÷1100	-
	H	-	80	40	450	22	1100	50
	T	0,3	45	40	480	-	1500	-
	T	3÷5	70÷75	30	400÷560	~ 25	~ 1400	-
	B	-	-	-	400÷480	-	600÷700	-
5. Than từ dầu mỏ	B	kích thước khác nhau	70÷85	26÷34	450÷540	18÷22	800÷1100	0,6÷0,7 (8)

Tiếp bảng X.1

1	2	3	4	5	6	7	8	9
6. Than xương	T	kích thước	50÷55	18	640	100	115	-
								-
	B	khác nhau		15	640	200	95	
d) Chất hấp phụ vô cơ								
1. Anhidric $CaSO_4$ (khan dùng làm chất sấy khô)	H	kích thước khác nhau	38	45	960	-	-	0,12 (9)
2. Sắt oxit (chất hấp phụ)	H	4,75÷3,35	22	37	1440	-	20	0,5 (10)
3. Magie oxit	B,T	-	70÷80	45	400	-	2	-
e) Chất hấp phụ hữu cơ :								
1. Nhựa có gốc phenol	H	1,7÷0,3	-	35	~350	-	3	-
2. Nhựa có gốc amin thơm	H	1÷0,3	~65	-	640÷800	-	-	-

Chú thích: (1) hình dạng hạt: H - dạng hạt, T - dạng hình trụ, V- dạng viên dẹt, C - dạng hình cầu, B - dạng bột; (2) theo nước, độ ẩm tương đối $\varphi = 60\%$; (3) theo nước, điều kiện thí nghiệm chính xác không thực hiện được; (4) theo nước, độ ẩm tương đối 100%; (5) chất nhuộm màu với điều kiện thí nghiệm chính xác không thực hiện được; (6) theo phenol; (7) theo benzen, nhiệt độ 20°C, áp suất riêng phần 7,5 mm Hg; (8) theo cacbon tetraclorua, điều kiện thí nghiệm chính xác không thực hiện được; (9) theo nước, điều kiện chính xác không thực hiện được; (10) theo lưu huỳnh.

ρ_h và độ xốp bên trong x của hạt theo quan hệ sau:

$$\rho_T(1 - x) = \rho_h ; \qquad (X.2)$$

trong đó x - độ xốp bên trong của hạt chất hấp phụ.

- Khối lượng riêng của hạt ẩm ρ_o xác định theo công thức sau:

$$\rho_o = \rho_h + \rho_l x ; \qquad (X.3)$$

trong đó ρ_l - khối lượng riêng của chất lỏng làm ẩm chất hấp phụ.

9. Trong công nghiệp người ta thường dùng các chất hấp phụ là than hoạt tính, silicagen, zeolit. Tính chất của các chất hấp phụ cho trong bảng X.1 [30.526].

10. Cấu trúc của than hoạt tính: tính chất hấp phụ của than hoạt tính không những phụ thuộc vào bề mặt riêng hoạt động mà còn phụ thuộc vào cấu trúc của nó, nghĩa là phụ thuộc vào kích thước mao quản và sự phân bố chúng theo kích thước nữa. Người ta chia than ra theo hai loại cấu trúc:

- *Loại 1*: là loại than hoạt tính đã hoạt hóa trung bình, bị đốt cháy không quá 50%. Loại này có mao quản tương đối nhỏ, đường kính mao quản nhỏ hơn 2.10^{-6} mm.

- *Loại 2:* là loại than đã hoạt hóa cao bị đốt cháy vượt quá 75%. Đường kính

của mao quản từ $2,10^{-6}$ đến 6.10^{-6} mm.

Giữa hai loại cấu trúc trên còn có các loại than với độ đốt cháy trong giới hạn từ 50 đến 75%.

III. CÁC THUYẾT VỀ HẤP PHỤ

§1. Cân bằng pha của quá trình hấp phụ

11. Ở một nhiệt độ nhất định và khi thời gian tiếp xúc pha đầy đủ thì quá trình hấp phụ do bất kỳ lực nào tác dụng cũng sẽ đạt đến trạng thái cân bằng. Phương trình nồng độ cân bằng biểu diễn quan hệ giữa nồng độ chất bị hấp phụ trong pha khí và trong pha rắn có dạng chung như sau:

$$\overline{X} = f(\overline{Y}, T) \; ; \qquad (X.4)$$

trong đó $\overline{X}$ - nồng độ của chất bị hấp phụ trong pha rắn, kg/kg; Y - nồng độ của chất bị hấp phụ trong pha khí, kg/kg.

Trong trường hợp chung, các yếu tố ảnh hưởng lên quá trình hấp phụ là áp suất và nhiệt độ. Nếu giữ nhiệt độ không đổi thì nồng độ chất bị hấp phụ trong pha khí tỷ lệ với áp suất riêng phần của nó trong hỗn hợp, do đó phương trình nồng độ cân bằng có dạng sau:

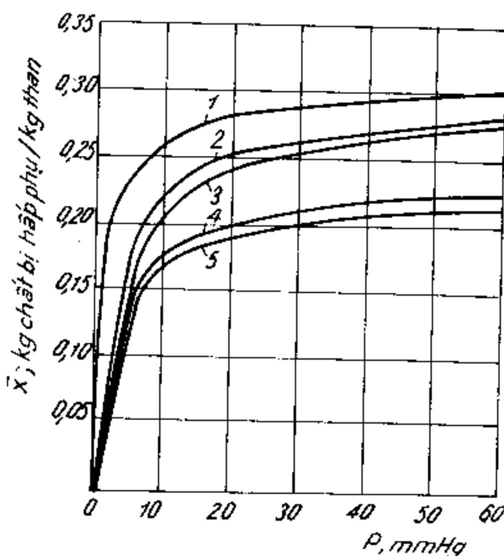
$$\overline{X} = f(p) \; ; \qquad (X.5)$$

trong đó p - áp suất riêng phần của chất bị hấp phụ trong hỗn hợp khí, mmHg.

Đường biểu diễn quan hệ (X.5) khi đạt đến cân bằng gọi là đường đẳng nhiệt hấp phụ.

Trên hình X.1 biểu diễn đường đẳng nhiệt hấp phụ của một số chất khác nhau với chất hấp phụ là than hoạt tính.

Để giải thích hiện tượng hấp phụ người ta đưa ra rất nhiều thuyết hấp phụ, nhưng phổ biến hơn cả là thuyết hấp phụ hóa học của Lăngmua và thuyết thế hóa của Dubinhin.



Hình X.1. Đường đẳng nhiệt hấp phụ đối với than hoạt tính:
1- benzen; 2- rượu etylic; 3- rượu etylic ở 25°C; 4- rượu etylic (70%) + ete đietylic 30% ở 20°C; 5- ete đietylic ở 20°C

§2. Thuyết hấp phụ đẳng nhiệt Lăngmua

12. Thuyết này giải thích nguyên nhân hấp phụ là do phân tử hay nguyên tử trên bề mặt chất hấp phụ chưa bão hòa hóa trị, do lực hóa trị dư tạo ra liên kết hóa học, khoảng tác dụng của lực hóa trị này rất ngắn không lớn hơn đường kính phân tử, do đó chỉ hấp phụ một lớp. Quá trình hấp phụ chỉ xảy ra trên những điểm đặc biệt gọi là tâm hấp phụ.

13. Phương trình tính toán hấp phụ đẳng nhiệt của Lăngmua:

$$\overline{X} = \frac{ABp}{1 + Ap} ; \qquad (X.6)$$

trong đó $\overline{X}$ - lượng chất bị hấp phụ trong một đơn vị khối lượng hay thể tích chất hấp phụ ở trạng thái cân bằng (nồng độ chất bị hấp phụ trong pha rắn); A, B - hằng số, phụ thuộc vào tính chất của chất hấp phụ và chất bị hấp phụ; p - áp suất riêng phần của chất bị hấp phụ trong hỗn hợp khí.

14. Phương trình đẳng nhiệt hấp phụ của Lăngmua được chia làm ba vùng:

a) Vùng áp suất riêng phần nhỏ, lúc đó đại lượng Ap ở mẫu số có thể bỏ qua và quan hệ phụ thuộc (X.6) có dạng sau:

$$\overline{X} = ABp; \qquad (X.7)$$

b) Vùng áp suất riêng phần lớn, lúc đó đơn vị 1 ở mẫu số có thể bỏ qua và quan hệ phụ thuộc (X.6) có dạng:

$$\overline{X} = B. \qquad (X.8)$$

c) Vùng trung gian ở giữa thì vẫn sử dụng phương trình (X.6) để tính toán.

Chú ý: Đối với trường hợp hấp phụ đa phân tử thì phương trình hấp phụ đẳng nhiệt lăng-mua không áp dụng được.

§3. Thuyết hấp phụ đẳng nhiệt Đubinhin

15. Thuyết này giải thích hiện tượng hấp phụ bằng trường lực hấp phụ khá lớn. Trên bề mặt chất hấp phụ không phải chỉ có một lớp chất bị hấp phụ mà có nhiều lớp, mật độ của nó giảm dần tỉ lệ thuận với khoảng cách đến bề mặt chất hấp phụ. Mỗi một điểm của lớp hấp phụ tương ứng với thế năng hấp phụ ε. Thế năng hấp phụ là công do lực hấp phụ sinh ra khi chuyển dời một phân tử chất bị hấp phụ từ chỗ không có lực hấp phụ tác dụng đến điểm đã biết ở cách bề mặt chất hấp phụ một khoảng là l. Vậy thế năng hấp phụ ε là hàm số của khoảng cách l.

$$\varepsilon = f(l). \qquad (X.9)$$

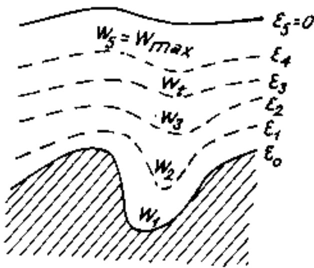
Bề mặt gồm các điểm có cùng thế năng gọi là *mặt đẳng thế*. Trên hình X.2 biểu diễn sự phân bố các mặt đẳng thế trong đó W_1, W_2, W_3... là thể tích giới hạn giữa bề mặt đẳng thế và bề mặt chất hấp phụ. Trên bề mặt đẳng thế ngoài cùng có thế năng hấp phụ $\varepsilon = 0$ và thể tích giới hạn giữa mặt đẳng thế này với bề mặt chất hấp phụ là thể tích cực đại W_{max}.

16. Đường cong phân bố thế năng trong không gian hấp phụ gọi là đường đặc trưng của quá trình, biểu diễn quan hệ $\varepsilon = f(W)$ (h. X.3).

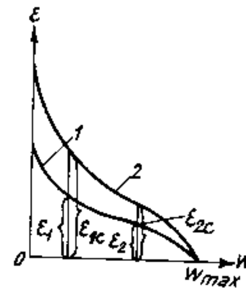
Tỉ lệ giữa thế năng hấp phụ của hai chất khác nhau có cùng thể tích hấp phụ là một số không đổi, gọi là *hệ số aphin* β_a:

$$\varepsilon_1/\varepsilon_{1c} = \varepsilon_2/\varepsilon_{2c} = \beta_a; \qquad (X.9b)$$

trong đó ε_1, ε_2 - thế năng hấp phụ của chất bị hút; ε_{1c}, ε_{2c} - thế năng hấp phụ của chất chuẩn.



Hình X.2. Đồ thị biểu diễn sự phân bố lớp hấp phụ trên chất hấp phụ theo thuyết thế hóa



Hình X.3. Đồ thị biểu diễn đường cong đặc trưng aphin

Các đường cong có cùng một tỉ lệ ε không đổi gọi là *đường cong aphin*.

Nếu đối với chất thứ nhất ta có: $\varepsilon_1 = \varphi(W)$ thì đối với chất chọn làm chuẩn có: $\varepsilon_{1C} = \beta_a \cdot \varphi(W)$;

Khi tính gần đúng ta có :

$$W = X \, . \, V \; ; \qquad \text{(X.10)}$$

trong đó X - số mol bị hấp phụ bởi một đơn vị khối lượng chất hấp phụ; V - thể tích mol của chất bị hấp phụ (ở thể lỏng).

17. Ở nhiệt độ không đổi, công do lực hấp phụ chuyển dời một mol hơi từ thể tích hấp phụ cực đại đến bề mặt chất hấp phụ bằng công nén đẳng nhệt của một mol hơi từ thể tích V đến thể tích V_{bh} ở trạng thái bão hòa:

$$\varepsilon = RT\ln(V/V_{bh}) \; . \qquad \text{(X.11)}$$

Nhưng thể tích tỉ lệ nghịch với áp suất, do đó:

$$\varepsilon = RT\ln(p_{bh}/p) \; , \qquad \text{(X.12)}$$

trong đó p - áp suất hơi của chất bị hút trong pha khí; p_{bh} - áp suất hơi bão hòa của chất bị hút.

Đối với chất bất kỳ ta có :

$$\varepsilon_1 = RT\ln(p_{bh1}/p_1)$$

Đối với chất chọn làm chuẩn có :

$$\varepsilon_c = RT\ln(p_{bhc}/p_c)$$

Rút ra :

$$\ln p_1 = \ln p_{bh1} - \beta_a \frac{T_1}{T_C} \ln p_{bhc}/p_1) \; ; \qquad \text{(X.13)}$$

Nếu $W_1 = W_{1C}$ thì:

$$X_1 \, . \, V_1 = X_{1C} \cdot V_{1C} \; ;$$

Rút ra:

$$X_1 = (X_{1C} \cdot V_{1C})/V_1 \; . \qquad \text{(X.14)}$$

Từ hai phương trình (X.13) và (X.14) ta có thể tính được lượng hơi bị hấp phụ đẳng nhiệt ở nhiệt độ T_1 khi biết lượng hơi bị hấp phụ của chất chuẩn X_{1C} ở nhiệt độ T_{1C}.

18. *Hệ số aphin* đối với các chất ở thể hơi có thể tính theo công thức sau:

$$\beta_a = V/V_o ; \tag{X.15}$$

trong đó V - thể tích *mol* của chất bị hấp phụ ở trạng thái lỏng; V_o - thể tích *mol* của chất chuẩn cùng ở điều kiện trên (có thể chọn benzen).

Đối với các chất ở thể khí thì không thể áp dụng công thức (V.15) được.

19. *Hệ số aphin* đối với cả thể khí và thể hơi có thể xác định theo công thức sau:

$$\beta_a = P/P_C; \tag{X.16}$$

trong đó P_C - parakho của chất chuẩn; P - parakho của chất cần tìm.

20. *Parakho P* xác định theo công thức sau:

$$P = \frac{\left(\frac{\sigma}{9{,}81}\right)^{1/4} M}{\rho_1 - \rho_h} ; \tag{X.17}$$

trong đó σ - sức căng bề mặt của chất bị hấp phụ ở trạng thái lỏng, N/m; ρ_1 - khối lượng riêng của lỏng, kg/m^3; ρ_h - khối lượng riêng hơi bão hòa của chất lỏng đó, kg/m^3; M - khối lượng mol, kg/kmol.

Chú ý: parakho P của chất hữu cơ có thể tính theo tổng các parakho của các nguyên tử và mối liên kết; sức căng bề mặt cũng như khối lượng riêng của lỏng

Bảng X.2. **Hệ số aphin của các chất**

Chất bị hấp phụ	β_a	Chất bị hấp phụ	β_a
Axeton	0,88	*n*-Hexan	1,35
Axit axetic	0,97	*n*-Heptan	1,59
Axit fomic	0,61	*n*-Pentan	1,12
n-Butan	0,90	Propan	0,78
Benzen	1,00	Rượu etylic	0,61
Brômetan	0,57	Rượu metylic	0,40
Cloroetan	0,76	Cacbon disunfua	0,70
Clopirin	1,28	Cacbon tetraclorua	1,05
Clorofom	0,86	Toluen	1,15
Ete etylic	1,09	Xiclohexan	1,03

và hơi bão hòa cần phải lấy cùng một nhiệt độ.

Hệ số aphin của một số chất bị hấp phụ khi dùng than hoạt tính làm chất hấp phụ cho trong bảng X.2.

21. Ảnh hưởng cấu trúc của các loại than lên quá trình hấp phụ được biểu diễn bằng các phương trình sau:

a) Đối với than hoạt tính cấu trúc loại I:

Hấp phụ khí ($T \geq T_{th}$):

$$X = \frac{W}{b} e^{- B \frac{T^2}{\beta_a^2} [\lg(\tau^2 \frac{p_{th}}{p})]^2} \qquad (X.18)$$

Hấp phụ hơi ($T \leq T_{th}$):

$$X = \frac{W_o}{V_1} e^{- B \frac{T^2}{\beta_a^2} [\lg(\frac{p_{bh}}{p})]^2} ; \qquad (X.19)$$

trong đó W_o - thể tích giới hạn của khoảng không gian hấp phụ, m^3/kmol; b - hằng số của phương trình Vanđecvan, m^3/kmol; $\tau = T/T_{th}$; p_{bh} - áp suất hơi bão hòa của chất bị hấp phụ; p_{th}, T_{th} - áp suất và nhiệt độ tới hạn; p - áp suất riêng phần của chất bị hấp phụ; T - nhiệt độ tuyệt đối, °K; β_a - hệ số aphin; B - hằng số; V_1 - thể tích lỏng ở trạng thái bị hấp phụ, m^3/kmol. Trong tọa độ lôgarít phương trình (X.18) và (X.19) có dạng:

$$\lg X = lg \frac{W_o}{b} - 0,434B \frac{T^2}{\beta_a^2} [\lg(\tau^2 \frac{p_{th}}{p})]^2; \qquad (X.18a)$$

$$lg X = lg \frac{W_o}{V_1} - 0,434B \frac{T_2}{\beta_a^2} \cdot [lg(\frac{p_{bh}}{p})]^2. \qquad (X.19a)$$

Khi $t < t_{sôi}$ thì V_1 có thể tra ở bảng thể tích kmol của chất lỏng theo nhiệt độ hoặc xác định theo công thức:

$$V_1 = M/\rho;$$

trong đó M - khối lượng mol của chất bị hấp phụ, kg/kmol; ρ - khối lượng riêng của lỏng ở nhiệt độ đã cho, kg/m^3.

Khi $t_{sôi} < t < t_{th}$ thì V_1 xác định theo công thức:

$$V_1 = M/\rho_1^* ;$$

ρ_1^* - khối lượng riêng của chất trong trạng thái hấp phụ trong giới hạn từ nhiệt độ $t_{sôi}$ đến t_{th}.

Đại lượng ρ_1^* xác định theo công thức sau:

$$\rho_1^* = \rho_{sôi} - (\frac{\rho_{sôi} - \rho_T}{\rho_{th} - \rho_{sôi}}).(t - t_{sôi});$$

trong đó $\rho_{sôi}$ - khối lượng riêng của chất lỏng ở nhiệt độ sôi, kg/m^3; ρ_T - khối

lượng riêng của chất lỏng ứng với nhiệt độ tới hạn và tính theo biểu thức sau:

$$\rho_T = \frac{M}{b};$$

trong đó b - hằng số Vanđecvan, $m^3/kmol$.

b) Đối với than hoạt tính cấu trúc loại II:

Khi hấp phụ hơi ($T \le T_{th}$):

$$X = \frac{W'_o}{V_o} \cdot e^{-A\frac{T}{\beta_a}\lg\frac{p_{bh}}{p}} \quad ; \qquad (X.20)$$

trong đó W' - thể tích giới hạn của không gian hấp phụ; A - hằng số.

Trong tọa độ logarit phương trình (X.20) có dạng:

$$lg\ X = lg\ \frac{W'_o}{V_1} - 0{,}343\ A\ \frac{T}{\beta_a} lg\ \frac{p_{th}}{p}. \qquad (X.20b)$$

c) Đối với than hoạt tính có cấu trúc trung gian, khi hấp phụ hơi:

$$X = \frac{\alpha W\varepsilon}{V_1}\ e^{-B\frac{T^2}{\beta_a^2}(\lg\frac{p_{th}}{p})^2} + \frac{(1-\alpha)\ W\varepsilon}{V_o}\ e^{-A\frac{T}{\beta_a}\lg\frac{p_{th}}{p}}; \qquad (X.21)$$

trong đó $W\varepsilon$ - thể tích tổng không gian hấp thụ; α - phần thể tích tổng không gian hấp phụ tính cho cấu trúc loại I ($W_o = \alpha W\varepsilon$); $(1 - \alpha)$ - phần thể tích tổng không gian hấp phụ tính cho cấu trúc loại II [$W'_o = (1-\alpha)W\varepsilon$].

IV. NHIỆT HẤP PHỤ

22. Hấp phụ là quá trình thường tỏa nhiệt. Nhiệt tỏa ra sẽ nung nóng chất hấp phụ và dòng khí đi qua, ảnh hưởng xấu đến quá trình hấp phụ.

Nhiệt hấp phụ hơi các chất hữu cơ cho trong bảng X.3 khi 500 kg than hoạt tính hút 1 kmol hơi ở 0°C (không tính cho xăng).

Trong thực tế, nhiệt hấp phụ của các chất hữu cơ không phụ thuộc vào nhiệt độ, mà chỉ phụ thuộc vào lượng hơi bị hấp phụ. Có thể tính nhiệt hấp phụ của một số chất cho trong bảng X.4 theo công thức sau [34.142]:

$$q = mX^n; \qquad (X.22)$$

trong đó q - nhiệt hấp phụ, kJ/kg than; X - lượng hơi được hấp phụ, l/kg than; m, n - hằng số cho trong bảng X.4.

Khi hấp phụ hơi nước bằng than ở nhiệt độ khác nhau thì nhiệt hấp phụ cho ở bảng X.5.

23. Khi không có số liệu thực nghiệm thì nhiệt hấp phụ (tính cho 1 mol khí) được xác định theo công thức gần đúng sau:

$$q/\sqrt{T_s} = const; \qquad (X.23)$$

Bảng X.3. **Nhiệt hấp phụ của một số chất hữu cơ bằng than hoạt tính** [27.51, 34 .41]

Chất	Công thức	Nhiệt hấp phụ, kJ/kg
Benzen	C_6H_6	789,8
Brometan	C_2H_5Br	534,6
Cloretan	C_2H_5Cl	779,3
Clormetan	CH_3Cl	763,4
Clorizopropan	C_3H_7Cl	699,3
n-Clorpropan	$CH_3(CH_2)_2Cl$	779,3
n - Clorbutan	$CH_3(CH_2)_3Cl$	706,4
2-Clorbutan	$CH_3CH\ Cl\ C_2H_5$	652,4
3-Clorbutan	$(CH_3)_3\ CCl$	615,9
Clorofom	$CH\ Cl_3$	508,2
Điclometan	CH_2Cl_2	611,3
Eteetylic	$(C_2H_5)_2O$	877,8
Etyliođua	C_2H_5I	376,3
Metan	CH_4	1178,6
Rượu etylic	C_2H_5OH	1366,4
Rượu metylic	CH_3OH	1715,4
Rượu propylic	$CH_3(CH_2)_2OH$	1145,1
Cacbon đisunfua	CS_2	689,3
Cacbon tetraclorua	CCl_4	416,5
Xăng	-	628,5

Bảng X.4. **Giá trị hằng số *m* và *n***

Chất	*n*	*m*
Benzen	0,959	3,24
Brometan	0,900	3,77
Cloretan	0,915	3,06
Clorofom	0,935	3,47
Etyliođua	0,956	3,10
Eteetylic	0,9215	3,84
Este etylic axit fomic	0,9075	3,96
Rượu etylic	0,928	3,65
Rượu metylic	0,938	3,11
Cacbon đisunfua	0,9205	3,15
Cacbon tetraclorua	0,930	3,74

Bảng X.5. **Nhiệt hấp phụ hơi nước bằng than** [34.143]

Nhiệt độ, ^oC	-15	10	40	80	128	187
Nhiệt hấp phụ, kJ/kmol	46509	41900	38967	34777	30168	21788

trong đó: q - nhiệt hấp phụ, J/mol khí; T_s - nhiệt độ sôi của chất bị hấp phụ ở áp suất khí quyển, °K.

Hằng số $q/\sqrt{T_s}$ phụ thuộc vào chất hấp phụ, đối với than hoạt tính, hằng số đó bằng 2180, do đó ta có biểu thức $q/\sqrt{T_s} = 2180$.

24. Nhiệt hấp phụ cũng có thể tính theo công thức sau:

$$q = \frac{44.10^3 lg\ p_2/p_1)}{(1/T_1) - (1/T_2)}\ , \text{J/kmol}; \qquad (X.24)$$

trong đó p_1, p_2 - áp suất cân bằng của chất bị hấp phụ trên chất hấp phụ ở nhiệt độ T_1 và T_2 tính theo °K.

V. ĐỘNG HỌC CỦA QUÁ TRÌNH HẤP PHỤ

25. Quá trình hấp phụ có thể đặc trưng bằng phương trình động học, trong đó tốc độ là một đặc trưng quan trọng. Tốc độ của quá trình hấp phụ (là lượng chất bị hấp phụ do một đơn vị chất hấp phụ hút được trong một đơn vị thời gian) tỉ lệ thuận với hệ số chuyển khối và động lực của quá trình:

$$\frac{d\overline{C}_z}{d\tau} = K'_{vc}(\overline{C}_y - C_y^*) = K'_{vy}(\overline{Y} - \overline{Y}^*); \qquad (X.25)$$

trong đó $\overline{C}_z$ - lượng chất bị hấp phụ bởi một đơn vị thể tích chất hấp phụ, kg chất bị hấp phụ/m^3 chất hấp phụ; τ - thời gian hấp phụ, s; C_y - nồng độ tương đối của chất bị hấp phụ trong hỗn hợp hơi, kg chất bị hấp phụ/m^3 khí trơ; C_y^* - nồng độ cân bằng tương đối của chất bị hấp phụ trong hỗn hợp hơi, kg chất bị hấp phụ/m^3 khí trơ; $\overline{Y}$ - nồng độ khối lượng tương đối của hỗn hợp hơi, kg chất bị hấp phụ/kg khí trơ; $\overline{Y}^*$ - nồng độ khối lượng cân bằng tương đối của hỗn hợp hơi, kg chất bị hấp phụ/kg khí trơ; K_{vc} - hệ số chuyển khối tính cho một đơn vị thể tích lớp chất hấp phụ khi động lực quá trình biểu diễn bằng $\overline{C}_y - C_y^*$, kg chất bị hấp phụ/ $\left(\text{m}^3 \text{ chất hấp phụ.s.} \frac{\text{kg chất bị hấp phụ}}{\text{m}^3 \text{ khí trơ}}\right) = 1/s$; K'_{vy} - hệ số chuyển khối tính cho một đơn vị thể tích lớp chất hấp phụ khi động lực quá trình biểu diễn bằng $\overline{Y} - \overline{Y}^*$, kg/m^3.s.

Khi chất bị hấp phụ trong hỗn hợp khí có nồng độ nhỏ thì khối lượng riêng của hỗn hợp khí có thể coi như khối lượng riêng của khí sạch. Từ phương trình (X.25) ta có tỉ số sau:

$$\frac{K'_{vy}}{K'_{vc}} = \frac{\Delta\overline{C}_y}{\Delta\overline{Y}} \approx \rho_y; \qquad (X.26)$$

trong đó ρ_y - khối lượng riêng của khí trơ, kg/m^3.

VI. TÍNH THIẾT BỊ HẤP PHỤ

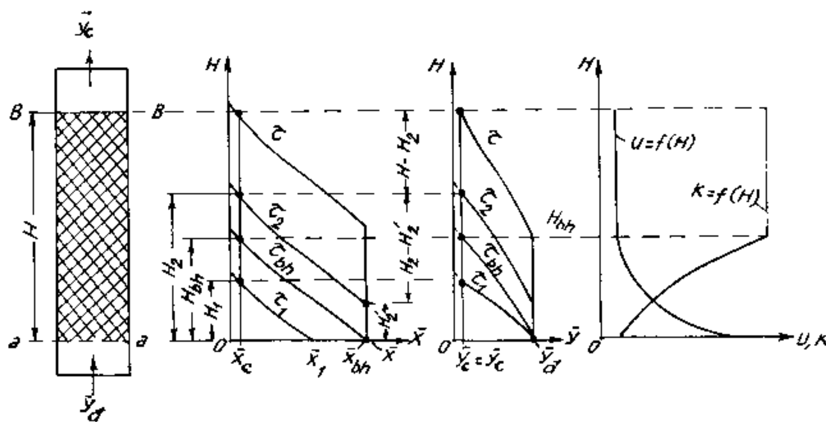
26. Tính quá trình hấp phụ là xác định lượng chất hấp phụ, thời gian hấp phụ, kích thước thiết bị, năng lượng tiêu hao.

Để tính các đại lượng trên cần phải biết lượng chất bị hấp phụ trong hỗn hợp khí, đặc trưng của chúng, nồng độ đầu của chất bị hấp phụ và chất hấp phụ cần chọn.

A. HẤP PHỤ GIÁN ĐOẠN CÓ LỚP CHẤT HẤP PHỤ ĐỨNG YÊN

§1. Sự thay đổi nồng độ trong pha rắn và pha khí theo thời gian và theo chiều cao lớp chất hấp phụ

27. Hình X.4 biểu diễn sự thay đổi nồng độ của chất bị hấp phụ theo chiều cao của lớp hấp phụ và theo thời gian khi hấp phụ gián đoạn có lớp hấp phụ đứng yên.



Hình X.4. Sơ đồ của quá trình và trường nồng độ trong lớp chất hấp phụ đứng yên

Ta gọi: $\overline{Y_1}$ - nồng độ chất bị hấp phụ trong pha khí đi vào thiết bị, kg chất bị hấp phụ/kg khí trơ; $\overline{Y_c}$ - nồng độ tối thiểu của chất khí mà ta có thể tách được, kg chất bị hấp phụ/kg khí trơ; $\overline{X_c}$ - nồng độ chất bị hấp phụ trong pha rắn tương ứng với $\overline{Y_c}$, kg chất bị hấp phụ/kg chất hấp phụ; $\overline{X^*}$ - nồng độ cân bằng với nồng độ của khí đi vào thiết bị $\overline{Y_d}$, kg chất bị hấp phụ/kg chất hấp phụ; $\overline{X_{bh}}$ - nồng độ bão hòa của chất bị hấp phụ trong pha rắn, kg chất bị hấp phụ/kg chất hấp phụ.

Quá trình làm việc theo sơ đồ (h.X.4) như sau: hỗn hợp khí với nồng độ $\overline{Y_d}$ đi vào thiết bị ở mặt cắt *a-a*. Trước khi làm việc chất hấp phụ trong thiết bị đã có nồng độ $\overline{X} \leq \overline{X_c}$. Sau thời gian hấp phụ τ_1 nồng độ chất hấp phụ ở mặt cắt *a-a* đạt được X_1, còn ở độ cao H_1 thì đạt được nồng độ $\overline{X_c}$. Trong thời gian đó nồng độ khí thay đổi từ $\overline{Y_d}$ đến $\overline{Y_c}$.

Thời gian để chất hấp phụ ở mặt cắt *a-a* đạt được nồng độ bão hòa $\overline{X_{bh}}$ là τ_{bh}, khi đó nồng độ khí đạt tới giá trị $\overline{Y_c}$ và chất hấp phụ đạt tới $\overline{X_c}$ tương ứng ở độ cao H_{bh}.

Trước thời điểm τ_{bh} các đường cong biểu diễn nồng độ $\overline{X} = f(H)$ và $\overline{Y} = f(H)$ thay đổi liên tục theo chiều cao.

Ở thời điểm τ_{bh} trong lớp hấp phụ thực tế đã tạo thành những mặt đồng nồng độ, chúng dịch chuyển lên trên với tốc độ không đổi khi tăng thời gian hấp phụ.

Ở mỗi thời điểm nhất định chỉ có một lớp chất hấp phụ làm việc, lớp này nằm giữa hai mặt có nồng độ là $\overline{X_c}$ và $\overline{X}_{bh}$. Ví dụ tại thời điểm τ_2 chỉ có lớp $(H_2 - H'_2)$ làm việc, còn lớp a-a đến H'_2 đã bão hòa, lớp $H - H_2$ thì chưa làm việc.

28. Theo tốc độ chuyển dịch mặt phẳng có nồng độ $\overline{X_c}$ (chuyển dịch tuyến nồng độ) quá trình hấp phụ có thể chia làm hai giai đoạn:

a) Giai đoạn tốc độ dịch chuyển giảm. Giới hạn của giai đoạn này là thời gian τ_{bh} và chiều cao H_{bh}.

b) Giai đoạn tốc độ không đổi (khi $\tau > \tau_{bh}$).

Gọi U là tốc độ dịch chuyển tuyến nồng độ, m/s; $K = 1/U$ là hệ số tác dụng hấp phụ của lớp, s/m.

Có thể xác định đại lượng K theo phương trình cân bằng vật liệu:

$$S.\rho_x.\overline{X}_{bh} = G.\overline{Y}_d.K$$

$$K = \frac{S\rho_x].\overline{X}_{bh}}{G\overline{Y}_d} \quad ; \qquad (X.27)$$

trong đó G - lượng khí trơ tiêu tốn, kg/s; S - diện tích mặt cắt ngang của thiết bị, m^2; ρ_x - khối lượng riêng xốp của chất hấp phụ, kg/m^3.

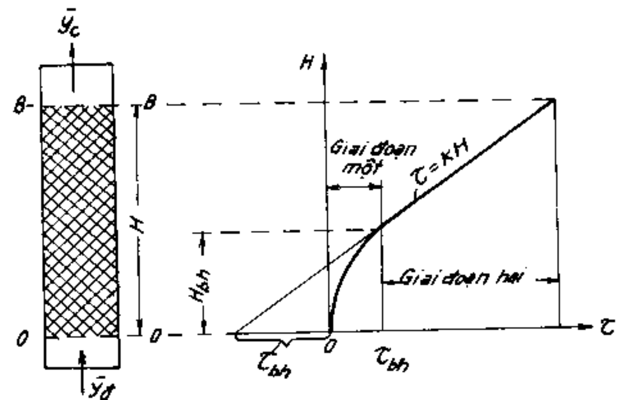
29. Quan hệ giữa thời gian hấp phụ τ và chiều cao lớp hấp phụ H biểu thị ở hình X.5.

Khi $H > H_{bh}$ thì thời gian tác dụng hấp phụ xác định theo công thức gần đúng sau:

$$\tau = \tau_{bh} + K(H - H_{bh}); \quad (X.28)$$

hay:

$$\tau = KH - \tau'_{bh}; \quad (X.29)$$



Hình X.5. Quan hệ phụ thuộc $\tau = f(H)$

trong đó $\tau'_{bh} = KH_{bh} - \tau_{bh}$; τ - thời gian hấp phụ theo điều kiện động lực nghĩa là từ khi bắt đầu hấp phụ đến thời điểm chất bị hấp phụ xuất hiện sau lớp hấp phụ (mặt cắt *b-b*), s; τ_{bh} - thời gian thiết lập tuyến đồng nồng độ, s; H_{bh} - chiều cao lớp làm việc ở thời điểm τ_{bh}; τ'_{bh} - thời gian mất mát tác dụng hấp phụ do việc thiết lập tuyến đồng nồng độ không xảy ra tức thời gây nên, s.

§2. Xác định thời gian hấp phụ theo hệ số tác dụng hấp phụ

30. Người ta có thể xác định thời gian làm việc của lớp chất hấp phụ có chiều cao H cho trước theo công thức (X.28) khi đã biết đường đẳng nhiệt hấp phụ, trong đó hệ số tác dụng hấp phụ K xác định theo công thức (X.27).

31. Thời gian τ_{bh} là thời gian để lớp nằm trên mặt cắt a-a đạt đến nồng độ bão hòa $\overline{X}_{bh}$, xác định theo công thức sau:

$$\tau_{bh} = \frac{\rho_x}{K'_v} \int_0^{X_{bh}} \frac{d\overline{X}}{\overline{Y}_d - \overline{Y}^*}; \qquad (X.30)$$

trong đó K'_v - hệ số chuyển khối, kg/m^3.s.

Giá trị của K'_v xác định theo công thức (X.34) và (X.26).

Tích phân trong công thức (X.30) xác định bằng đồ thị.

32. Chiều cao làm việc H_{bh} ứng với thời gian τ_{bh} xác định theo công thức sau:

$$H_{bh} = nh \text{ , m.} \qquad (X.31)$$

trong đó n - số đơn vị chuyển khối; h - chiều cao của một đơn vị chuyển khối, m.

33. Chiều cao của một đơn vị chuyển khối tính theo công thức sau:

$$h = G/fK'_v), \text{ m;} \qquad (X.32)$$

trong đó G - lưu lượng khí trơ, kg/s; f - diện tích mặt cắt ngang của lớp, m^2; K'_v - hệ số chuyển khối, kg/m^3.s.

34. Để tính gần đúng hệ số chuyển khối khi hấp phụ hơi bằng than hoạt tính (khi $Re < 40$) người ta có thể sử dụng công thức sau:

$$Nu' = 1,6\ Re^{0,54}; \qquad (X.33)$$

hay

$$K'_v = 1,6\ \frac{D\omega_k^{0,54}}{\nu_k^{0,54}\, d_h^{1,46}}; \qquad (X.34)$$

trong đó $Nu' = \dfrac{K'_v d_h^2}{D}$; $Re = \dfrac{d_h.\omega_k}{\nu_k}$;

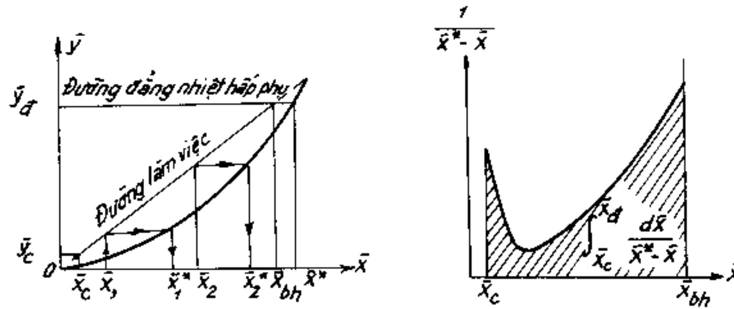
$K'\nu$ - hệ số chuyển khối, 1/s; D - hệ số khuyếch tán phân tử ở nhiệt độ làm việc, m^2/s; ω_k - tốc độ của hỗn hợp hơi tính trên toàn bộ mặt cắt ngang của tháp, m/s; ν_k - độ nhớt động của hỗn hợp hơi, m^2/s; d_k - đường kính trung bình của hạt chất hấp phụ, m.

35. Số đơn vị chuyển khối n ở thời điểm τ_{bh} có thể xác định bằng đồ thị. Trên đồ thị hình X.6 ta vẽ đường đẳng nhiệt hấp phụ và đường nồng độ làm việc.

Phương trình đường nồng độ làm việc ở thời điểm τ_{bh} viết như sau:

$$d\overline{Y} = -\ (\overline{Y}/\overline{X}_{bh})d\overline{X}; \qquad (X.35)$$

Đây là phương trình đường thẳng đi qua gốc tọa độ, tg góc nghiêng bằng $\overline{Y}_d/\overline{X}_{bh}$



Hình X.6. Tính số đơn vị chuyển khối

Đường làm việc giới hạn giữa 2 điểm có tọa độ ($\overline{Y}_c$, $\overline{X}_c$) và ($\overline{Y}_d$, $\overline{X}_{bh}$).

Số đơn vị chuyển khối n sẽ bằng:

$$n = \int_{\overline{X}_c}^{\overline{X}_{bh}} \frac{d\overline{X}}{\overline{X}^* - \overline{X}} . \qquad (X.36)$$

Giá trị tích phân này cũng xác định bằng đồ thị (xem hình X.6).

Tính n theo công thức (X.36), tính h theo công thức (X.32), xác định H_{bh} theo công thức (X.31). Sau khi tính K, τ_{bh} ta tính τ theo công thức (X.28).

Thời gian của một chu kỳ làm việc τ_{ch} gồm có thời gian hấp phụ τ, thời gian nhả τ_n, thời gian sấy τ_s:

$$\tau_{ch} = \tau + \tau_n + \tau_s; \qquad (X.37)$$

τ_n, τ_s thường xác định bằng thực nghiệm.

§3. Xác định thời gian hấp phụ theo hoạt độ động lực

36. Ta gọi a_k - hoạt động lực tính cho một đơn vị khối lượng chất hấp phụ; a_t - hoạt độ động lực tính cho một đơn vị thể tích chất hấp phụ; G_r - khối lượng chất hấp phụ, kg; V_r - thể tích chất hấp phụ, m^3; G_k - khối lượng khí bị hấp phụ, kg; ρ_x - khối lượng riêng xốp của chất hấp phụ, kg/m^3.

Khối lượng chất khí bị hấp phụ sẽ là:

$$G_k = G_r \cdot a_k, \text{ kg}; \qquad (X.38a)$$

hay

$$G_k = V_r a_t = (G_r/\rho_x) a_t. \qquad (X.38b)$$

Mặt khác ta có khối lượng chất bị hấp phụ tính theo công thức sau:

$$G_k = \omega_k . S . C_o . \tau; \qquad (X.39)$$

trong đó ω_k - tốc độ biểu kiến của khí (tốc độ tính cho toàn bộ tiết diện thiết bị), m/s; S - diện tích mặt cắt thiết bị, m^2; C_o - nồng độ đầu của khí bị hấp phụ trong hỗn hợp khí, % thể tích.

Từ phương trình (X.38a), (X.38b) và (X.39) ta tính được thời gian hấp phụ:

$$\tau = \frac{G_r.a_k}{\omega_k.S.C_o} \quad ; \qquad (X.40a)$$

hay

$$\tau = \frac{V_r a_t}{\omega_k.S.C_o} = \frac{a_t H}{\omega_k.C_o} \quad . \qquad (X.40b)$$

37. Hoạt độ động lực xác định từ các phương trình chuẩn số sau:

- Khi $ReC_o^{1,28}L^{1,4} < 0,351$:

$$\frac{a_o - a_d}{a_d} = 0,01.Re^{1,75}.L^{1,75} \quad . \qquad (X.41)$$

- Khi $ReC_o^{1,28}L^{1,4} > 0,351$:

$$\frac{a_o - a_d}{a_d} = 0,001.Re^{0,5}.C_o^{-1,6} \quad ; \qquad (X.42)$$

trong đó $Re = \dfrac{\omega_k.D_t}{\nu_k}$; $L = \dfrac{D_t}{H}$;

D_t - đường kính thiết bị, m; H - chiều cao lớp chất hấp phụ, m; C_o - xem chú thích của công thức (X.39); a_o - hoạt độ tĩnh cân bằng lấy theo đường đẳng nhiệt hấp phụ; a_d - hoạt độ động lực; ν_k - hệ số độ nhớt động của hỗn hợp khí, m²/s; ω_k - tốc độ của hỗn hợp tính cho toàn bộ tiết diện thiết bị, m/s.

§4. Xác định thời gian hấp phụ theo hệ số chuyển khối

38. Thời gian hấp phụ có thể xác định bằng cách giải đồng thời ba phương trình: phương trình cân bằng vật liệu của chất bị hấp phụ, phương trình động học hấp phụ và phương trình đẳng nhiệt hấp phụ.

Giải hệ thống phương trình trên ta sẽ tìm được đáp số đúng cho trường hợp hấp phụ đơn phân tử là trường hợp dùng được phương trình Lăngmua xem phương trình (X.6).

Đường đẳng nhiệt hấp phụ biểu diễn phương trình (X.6) có thể chia làm ba vùng (xem hình X.7).

39. Đối với vùng thứ nhất (coi quan hệ giữa nồng độ khí và lượng khí bị hấp phụ là đường thẳng, đường đẳng nhiệt hấp phụ một cách gần đúng tuân theo định luật Hăngri)), thời gian hấp phụ xác định theo phương trình sau:

$$\sqrt{\tau} = \sqrt{\frac{\overline{C}_x^*}{\omega_k.\overline{C}_{y_d}}} \;.\sqrt{H} - b\sqrt{\frac{\overline{C}_x^*}{K'_v.\overline{C}_{y_d}}} \quad ; \qquad (X.43)$$

trong đó ω_k - tốc độ của hỗn hợp hơi - khí tính cho toàn bộ mặt cắt thiết bị, m/s; $\overline{C}_{yd}$ - nồng độ đầu của chất bị hấp phụ trong pha khí, kg/m³ khí trơ; H - chiều cao lớp chấp hấp phụ, m; $\overline{C}_x^*$ - nồng độ chất bị hấp phụ trong pha rắn cân bằng

với nồng độ của dòng khí đi vào thiết bị, kg/m^3 chất *hấp phụ* (lấy theo đường đẳng nhiệt hấp phụ tính bằng kg/kg rồi nhân với ρ_x của chất hấp phụ tính bằng kg/m^3); K'_v - hệ số chuyển khối, *l*/s.

Nếu từ đường đẳng nhiệt hấp phụ biết nồng độ cân bằng của chất bị hấp phụ trong pha rắn $\overline{X}^*$ tính theo kg/kg chất hấp phụ, ta có:

$$C_x^* = \overline{X}^*.\rho_x;$$

trong đó ρ_x - khối lượng riêng xốp của chất hấp phụ, kg/m^3; b - hệ số, xác định theo bảng X.6 và phụ thuộc vào tỉ số $\overline{C}_{yc}/\overline{C}_{yđ}$ ($\overline{C}_{yc}$ - nồng độ của chất bị hấp phụ trong pha khí khi ra khỏi thiết bị, kg/m^3 khí trơ).

Bảng X.6. **Sự phụ thuộc của trị số *b* vào tỉ số nồng độ cuối và đầu trong pha khí** [40.729]

$\overline{C}_{yc}\overline{C}_{yđ}$	b	$\overline{C}_{yc}/\overline{C}_{yđ}$	b
0,005	1,84	0,40	0,23
0,01	1,67	0,50	0,07
0,03	1,35	0,60	-0,10
0,05	1,19	0,70	-0,27
0,10	0,94	0,80	-0,46
0,20	0,63	0,90	-0,68
0,30	0,42		

40. Đối với vùng thứ hai: quan hệ giữa nồng độ khí và lượng khí bị hấp phụ là đường cong. Thời gian hấp phụ có thể tính theo hai cách sau đây:

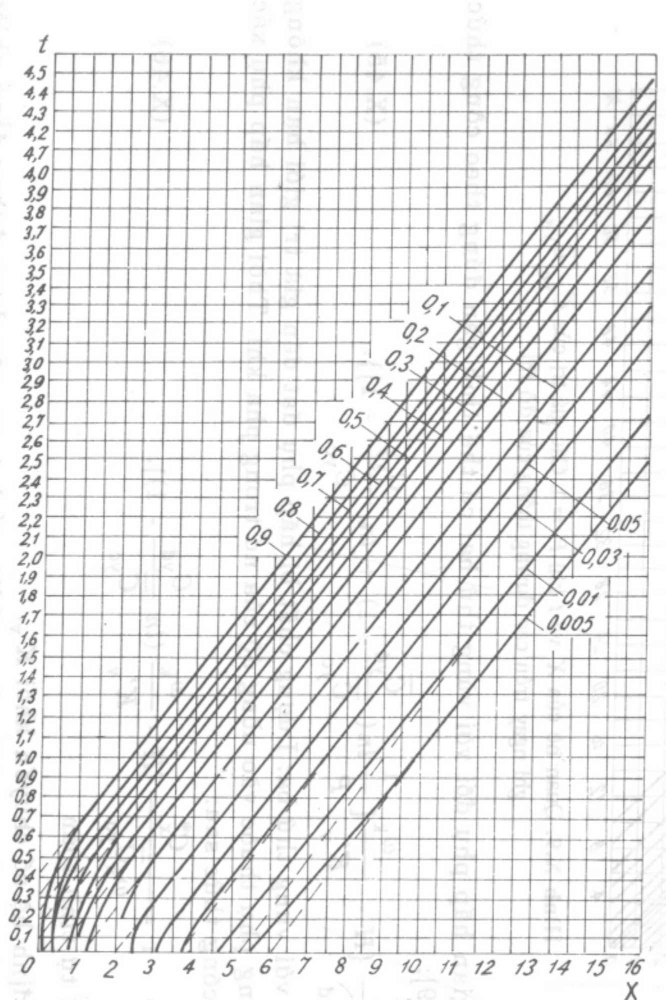
- Theo đồ thị do Xepionova xây dựng dựa theo công thức [34.91]:

$$\tau = \frac{t(1 + P)C_x^*}{K'_v.\overline{C}_{yđ}} ; \qquad (X.44)$$

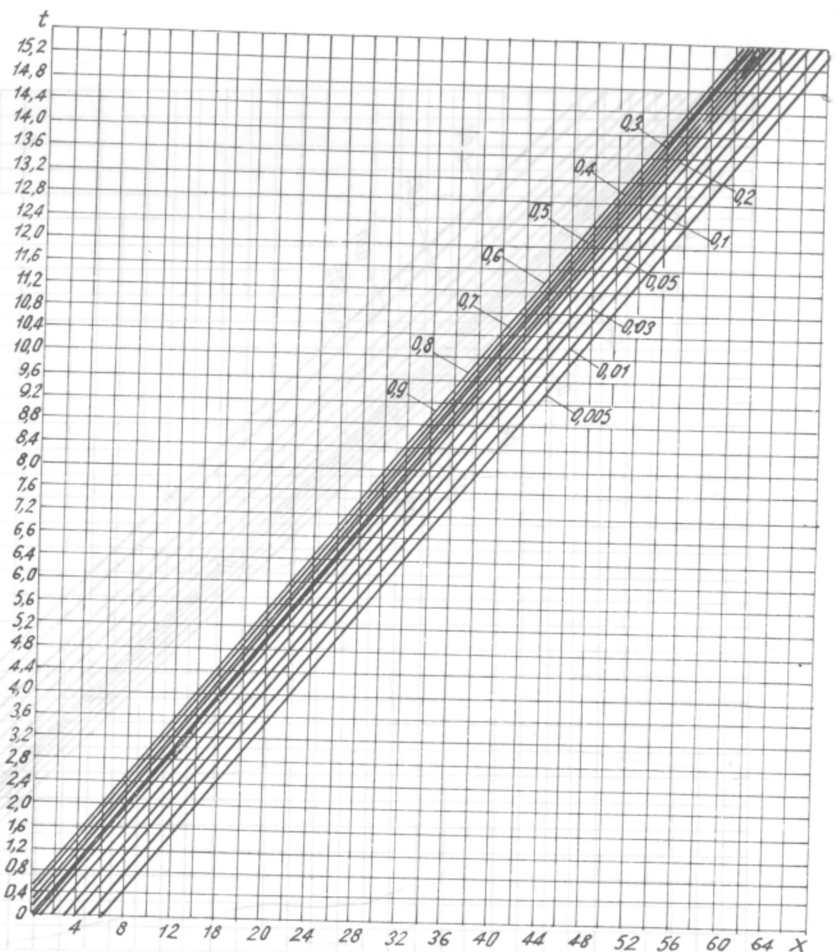
trong đó $P = \overline{C}_{yđ}/C_y^*$; C_y^* - nồng độ trong pha khí cân bằng với lượng vật chất bằng một nửa khả năng hút cực đại của chất hấp phụ ở nhiệt độ cho trước, kg/m^3 khí trơ; t - xác định theo đồ thị phụ thuộc vào X và $\overline{C}_{yc}/\overline{C}_{yđ}$; X - đại lượng không thứ nguyên, xác định theo biểu thức:

$$X = \frac{H.K'_v}{\omega_k} .$$

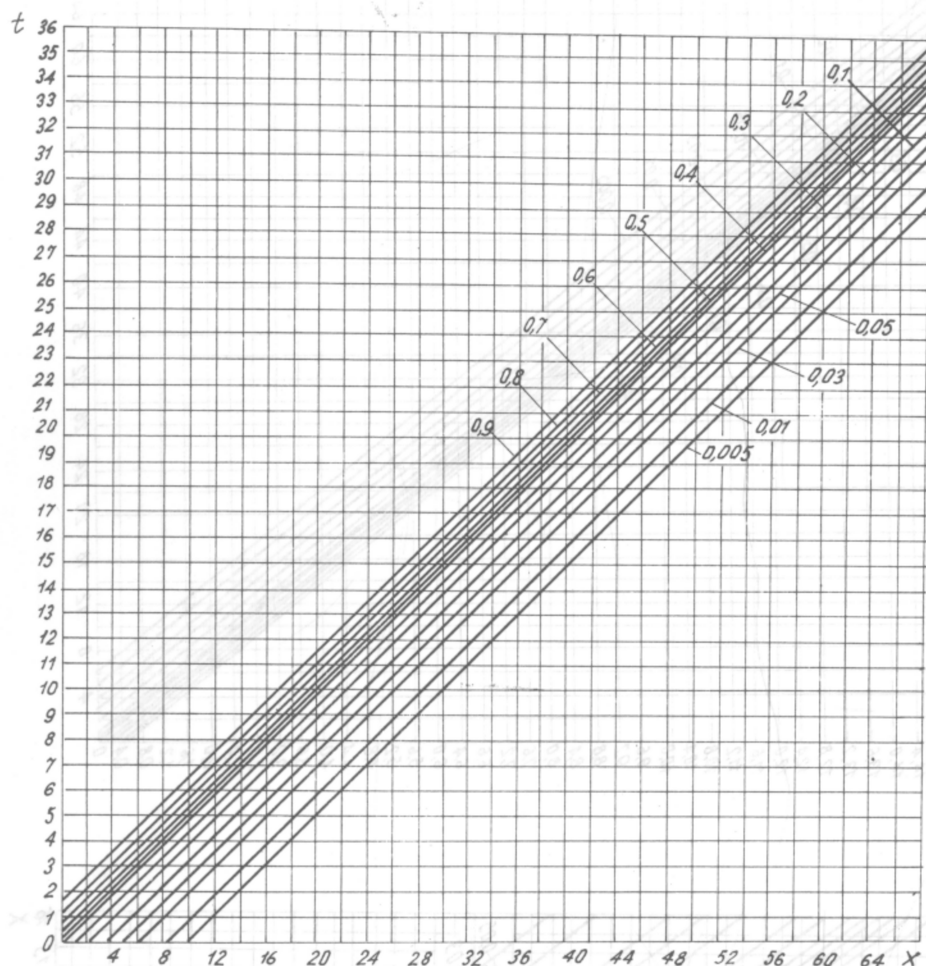
Trên hình X.7, X.8 và X.9 cho quan hệ giữa t và X khi $P = 3$ và $P = 1$ với các giá trị $\overline{C}_{yc}/\overline{C}_{yđ}$ khác nhau.



Hình X.7. Quan hệ của t và X khi $P = 3$. Các giá trị của $\overline{C}_{yc}/\overline{C}_{yđ}$ ghi ngay trên các đường cong của đồ thị



Hình X.8. Quan hệ của t và X khi $P = 3$. Các giá trị của $\overline{C}_{yc}/\overline{C}_{yđ}$ ghi ngay trên các đường thẳng của đồ thị



Hình X.9. Quan hệ của X và t khi $P = 1$. Các giá trị của $\overline{C}_{yc}$ $\overline{C}_{yđ}$ ghi ngay trên các đường thẳng của đồ thị.

- Thời gian hấp phụ đối với vùng thứ hai có thể tính gần đúng theo công thức sau [40.729]:

$$\tau = \frac{C_x^*}{\omega_k \overline{C}_{yđ}} \{H - \frac{\omega_k}{K'_v}[\frac{1}{P} ln(\frac{\overline{C}_{yđ}}{\overline{C}_{yc}} - 1) + ln\frac{C_{yđ}}{C_{yc}} - 1]\}. \qquad (X.45)$$

41. Đối với vùng thứ ba: Lượng chất bị hấp phụ đạt đến giá trị giới hạn không đổi và không phụ thuộc vào nồng độ của nó trong pha khí. Thời gian hấp phụ xác định theo công thức sau:

$$\tau = \frac{C_x^*}{\omega_k \overline{C}_{yđ}} [H - \frac{\omega_k}{K'_v}(ln\frac{\overline{C}_{yđ}}{\overline{C}_{yc}} - 1)]. \qquad (X.46)$$

42. Thứ tự tính toán

a) Xác định hệ số chuyển khối K'_v.

b) Theo số liệu thực nghiệm hay số liệu tính toán, xây dựng đường đẳng nhiệt hấp phụ của chất bị hấp phụ.

c) Theo đường đẳng nhiệt hấp phụ đã biết đại lượng $\overline{C}_{y_d}$, tìm $\overline{C}_x^*$.

d) Theo đường cong đẳng nhiệt hấp phụ căn cứ vào $\overline{C}_{y_d}$ để xác định vùng làm việc của thiết bị:

- Nếu $\overline{C}_{y_d}$ nằm trong vùng thứ nhất của đường đẳng nhiệt hấp phụ thì thời gian hấp phụ xác định theo công thức (X.43).

- Nếu $\overline{C}_{y_d}$ nằm trong vùng thứ hai của đường đẳng nhiệt hấp phụ thì xác định đại lượng $P = \overline{C}_{y_d}/\overline{C}_y^*$, *tính thông số không thứ nguyên* $X = (H.K'_v)/\omega_k$ rồi theo đồ thị (h.X.7 ÷ X.9) tìm t, sau đó xác định thời gian hấp phụ theo công thức (X.44).

Thời gian hấp phụ của vùng thứ hai cũng có thể xác định theo công thức (X.45).

- Nếu C_{yd} nằm trong vùng thứ ba của đường đẳng nhiệt hấp phụ thì thời gian hấp phụ xác định theo công thức (X.46).

B. HẤP PHỤ LIÊN TỤC VỚI LỚP CHẤT HẤP PHỤ CHUYỂN ĐỘNG

43. Quá trình hấp phụ liên tục thực hiện trong một tháp có lớp chất hấp phụ chuyển động từ trên xuống và khí đi ngược chiều từ dưới lên. Tốc độ chuyển động của lớp chất hấp phụ xác định theo công thức sau:

$$U = \frac{l}{K} = \frac{\overline{C}_{yd}.\omega_k}{a_d} \; ; \qquad \text{(X.47)}$$

trong đó ω_k - tốc độ của dòng khí tính cho toàn bộ mặt cắt tháp, m/s; K - hệ số tác dụng hấp phụ của lớp; a_d - hoạt độ động lực của chất hấp phụ.

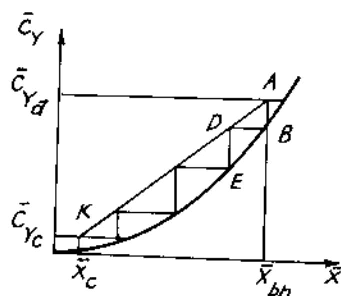
44. Chiều cao của lớp chất hấp phụ xác định theo công thức sau:

$$H_o = \frac{V_k}{f.K'_v} \int_{\overline{C}_{yc}}^{\overline{C}_{yd}} \frac{d\overline{C}_y}{C_y - C_y^*} = h_{td}.\text{m}; \qquad \text{(X.48)}$$

trong đó V_k - lưu lượng hỗn hợp khí, m^3/s; f - diện tích tiết diện ngang của lớp, m^2; K'_v - hệ số chuyển khối, 1/s; $\overline{C}_{y_d}$ - nồng độ của hỗn hợp khí (hơi) khi đi vào tháp, kg/m^3 khí trơ; $\overline{C}_{y_c}$ - nồng độ của hỗn hợp khí (hơi) khi đi ra khỏi tháp, kg/m^3 khí trơ; C_y^* - nồng độ cân bằng của chất bị hấp phụ trong hỗn hợp hơi ở trên đường đẳng nhiệt hấp phụ, kg/m^3 khí trơ.

Hiệu số nồng độ $\overline{C}_y - \overline{C}_y^*$ là động lực của quá trình. Trên hình X.10 động lực đó được biểu diễn bằng đoạn DE, trong đó tung độ điểm D là C_y và tung độ điểm E là $\overline{C}_y^*$.

Tỉ số $V_k/(f.K'_v)$ biểu thị chiều cao của lớp chất hấp phụ tương đương với một đơn vị chuyển khối



Hình X.10. Để xác định số bậc thay đổi nồng độ

và ký hiệu là h_{td}, còn tích phân $\int_{\overline{C}_{yc}}^{\overline{C}_{yd}} \frac{d\overline{C}_y}{\overline{C}_y - \overline{C}_y^*}$ là số đơn vị chuyển khối chung ký hiệu là m và xác định bằng đồ thị với trục tọa độ $1/(\overline{C}_y - \overline{C}_y^*) - \overline{C}_y$.

Ta cũng có thể xác định tích phân trên một cách đơn giản hơn bằng cách xác định số bậc thay đổi nồng độ. Bắt đầu từ điểm *A* trên đường làm việc xây dựng đường gấp khúc giữa đường cong đẳng nhiệt hấp phụ và đường làm việc ta được số bậc thay đổi nồng độ (đếm từ *A* đến *K*) (h.X.10). Số đơn vị chuyển khối tương ứng với một bậc thay đổi nồng độ là m_o, số bậc là *n*, vậy ta có chiều cao hấp phụ (trong trường hợp đường đẳng nhiệt hấp phụ nằm trong vùng đường thẳng) bằng:

$$H_o = h_{td}.m = h_{td}.m_o.n. \qquad (X.49)$$

Trong trường hợp chung đường đẳng nhiệt hấp phụ là đường cong (có hai hoặc ba vùng) thì công thức tính chiều cao có dạng sau:

$$H_o = h_{td}.(m_o^I + m_o^{II} + ... + m_o^n) = h_{td}\sum_1^n m_o. \qquad (X.50)$$

Đối với một bậc thay đổi nồng độ, số đơn vị chuyển khối m_o được tính riêng biệt như sau:

$$m_o = \frac{\overline{C}_d - \overline{C}_c}{\dfrac{(\overline{C}_d - \overline{C}_d^*) + (\overline{C}_c - C_c^*)}{2}} = \frac{2(\overline{C}_d - \overline{C}_c)}{\overline{C}_d - \overline{C}_c^*}; \qquad (X.51)$$

trong đó $\overline{C}_d$ - nồng độ của hỗn hợp khí (hơi) đi vào bậc, thí dụ tung độ điểm *A* trên đồ thị; $\overline{C}_c$ - nồng độ của hỗn hợp khí (hơi) đi ra khỏi bậc, thí dụ tung độ điểm *D*; $\overline{C}_d^*$ - nồng độ cân bằng, thí dụ tung độ điểm *B*, khi đó $\overline{C}_c = \overline{C}_d^*$; $\overline{C}_c^*$ - nồng độ cân bằng tương ứng với nồng độ của điểm *D*, trên đồ thị là tung độ điểm *E*.

Trong vùng thứ nhất, nghĩa là khi đường đẳng nhiệt hấp phụ là đường thẳng, ta có thể xác định chiều cao của lớp theo công thức sau:

$$H_o = \frac{G}{f.K'_v.\Delta\overline{C}_{ytb}}; \qquad (X.52)$$

trong đó *G* - lượng chất bị hấp phụ trong một đơn vị thời gian; $\Delta\overline{C}_{ytb}$ - động lực trung bình của quá trình hấp phụ, tính theo trung bình lôgarít:

$$\Delta\overline{C}_{ytb} = \frac{\Delta\overline{C}_{yd} - \Delta\overline{C}_{yc}}{ln\dfrac{\Delta\overline{C}_{yd}}{\Delta\overline{C}_{yc}}}; \qquad (X.53)$$

$\Delta\overline{C}_{yd}$ - động lực lớn ở một đầu tháp, bằng $\overline{C}_{yd} - \overline{C}_{yd}^*$; $\Delta\overline{C}_{yc}$ - động lực bé ở đầu kia của tháp, bằng $\overline{C}_{yc} - \overline{C}_{yc}^*$.

45. Thể tích lớp chất hấp phụ:

$$V_r = \frac{G'_{tr}.(\overline{C}_{yd} - \overline{C}_{yc})}{K'_v.\rho_{tr}.\Delta\overline{C}_{ytb}}, \text{ m}^3; \qquad (X.54)$$

trong đó G_{tr} - lưu lượng khí trơ, kg/s; $\overline{C}_{yđ}$, $\overline{C}_{yc}$ - nồng độ đầu và cuối của chất bị hấp phụ trong pha khí, kg/m^3 khí trơ; ρ_{tr} - khối lượng riêng của khí trơ, kg/m^3; $K'\nu$ - hệ số chuyển khối, l/s; $\overline{\Delta C}_{ytb}$ - động lực trung bình, kg/m^3 khí trơ.

46. Động lực trung bình của quá trình hấp phụ tính theo công thức chung:

$$\Delta\overline{C}_{ytb} = \frac{\overline{C}_{yđ} - \overline{C}_{yc}}{\int_{\overline{C}_{yc}}^{\overline{C}_{yđ}} \frac{d\overline{C}_y}{\overline{C}_y - \overline{C}_y^*}} ; \qquad (X.55)$$

trong đó $\overline{C}_y^*$ - nồng độ cân bằng của chất bị hấp phụ trong pha khí, kg/m^3 khí trơ. Tích phân trong phương trình (X.55) xác định bằng đồ thị.

47. Diện tích mặt cắt ngang của thiết bị hấp phụ:

$$f = V_k/\omega_k, \text{ m}^2; \qquad (X.56)$$

trong đó ω_k - tốc độ của hỗn hợp khí tính cho toàn bộ mặt cắt ngang của tháp, m/s; V_k - lưu lượng của hỗn hợp khí, m^3/s.

48. Chiều cao khu vực nhả:

$$H_n = V_r/f, \text{ m}. \qquad (X.57)$$

49. Thời gian hấp phụ:

$$\tau = (f.H_0)/V, \text{ s}; \qquad (X.58)$$

trong đó V - lưu lượng chất hấp phụ, m^3/s; H_c - chiều cao khu vực hấp phụ [(xem công thức(X.50)],m; f - diện tích mặt cắt ngang của thiết bị (xem công thức X.56), m^2.

50. Quá trình hấp phụ với lớp hạt chuyển động là quá trình liên tục, lớp hạt (chất hấp phụ) chuyển động qua ba khu vực; hấp phụ, nhả và sấy. Chiều cao chung của tháp là:

$$H = H_o + H_n + H_s, \text{ m}; \qquad (X.59)$$

Thời gian chung cho cả ba khu vực là:

$$\tau_{ch} = (H.f)/V , \text{ s}; \qquad (X.60)$$

hay

$$\tau_{ch} = \tau + \tau_n + \tau_s, \text{ s}; \qquad (X.61)$$

trong đó τ - thời gian hấp phụ, s; $\tau_n = (H_n/H_o)\tau$ - thời gian nhả, s; $\tau_s = (H_s/H_o)\tau$ - thời gian sấy, s.

Chú ý: Công thức tính hệ số chuyển khối K'_v cho trường hợp lớp chất hấp phụ chuyển động chưa được nghiên cứu đầy đủ, để tính sơ bộ ta có thể dùng công thức tính toán cho trường hợp lớp chất hấp phụ đứng yên.

C. HẤP PHỤ TẦNG SÔI

§1. Hấp phụ tầng sôi làm việc gián đoạn

51. Hấp phụ tầng sôi làm việc gián đoạn khác với hấp phụ gián đoạn có lớp chất hấp phụ đứng yên ở chỗ:

- bề mặt tiếp xúc pha tăng lên cùng với sự tăng tốc độ khí và cường độ của quá trình hấp phụ lớn;

- các hạt được khuấy trộn mạnh, nhiệt độ đồng đều, tránh được hiện tượng quá nhiệt; nồng độ chất bị hấp phụ trong tất cả lớp hạt thực tế đồng nhất, nghĩa là nó không biến đổi nồng độ theo chiều cao lớp hạt và nó chỉ là hàm số của thời gian.

52. Thời gian hấp phụ của lớp tính đến lúc chất bị hấp phụ xuất hiện ở cửa ra của thiết bị.

$$\tau = K.H; \qquad (X.62)$$

trong đó K - hệ số hấp phụ của lớp tầng sôi, s/m; H - chiều cao lớp chất hấp phụ tầng sôi, m.

53. Phương trình cân bằng vật liệu của quá trình tầng sôi:

$$G = \frac{G_{tr}}{\rho_{tr}}(\overline{C}_{yđ} - \overline{C}_{yc})\tau = f.H.\rho_s.(\overline{C}_{xc} - \overline{C}_{xđ}); \qquad (X.63)$$

trong đó G - lượng chất bị hấp phụ được chất hấp phụ hút, kg; G_{tr} - lưu lượng khí trơ, kg/s; ρ_{tr} - khối lượng riêng của khí trơ, kg/m^3; $\overline{C}_{yđ}$, $\overline{C}_{yc}$ - nồng độ của chất bị hấp phụ trong pha khí ở thời điểm đầu và cuối, kg/m^3 khí trơ; $\overline{C}_{xđ}$, $\overline{C}_{xc}$ - nồng độ của chất bị hấp phụ trong pha rắn ở thời điểm đầu và cuối, kg/m^3 chất hấp phụ; H - chiều cao lớp chất hấp phụ, m; ρ_s - khối lượng riêng xốp của lớp chất hấp phụ ở trạng thái tầng sôi, kg/m^3; $f = G_{tr}/(\omega_k.\rho_{tr})$ - diện tích tiết diện ngang của thiết bị hấp phụ, khi lưu lượng khí trơ không đổi thì phụ thuộc vào tốc độ của pha khí, m^2; ω_k - tốc độ của pha khí tính cho toàn bộ tiết diện thiết bị, tốc độ này phải lớn hơn tốc độ tới hạn, nó là tốc độ thích hợp để cho lớp hạt ở trạng thái tầng sôi, m/s.

54. Phương trình chuyển khối:

$$G = K_s.f_h.\Delta\overline{C}_x.\tau; \qquad (X.64)$$

trong đó $f_h = (1 - x).\frac{\pi . D_{tr}^2}{4}$ - diện tích phần tiết diện ngang của thiết bị do hạt chất hấp phụ chiếm, m^2; D_{tr} - đường kính trong của thiết bị hấp phụ, m; $x = 1 - (\rho_s/\rho_h)^{2/3}$ - phần tiết diện ngang giữa các hạt chất hấp phụ; ρ_s - khối lượng riêng xốp của chất hấp phụ ở trạng thái tầng sôi, kg/m^3 lớp sôi; ρ_h - khối lượng riêng biểu kiến của lớp hạt, kg/m^3 lớp hạt xốp khô; $\overline{\Delta C}_x$ - động lực trung bình của quá trình hấp phụ, kg/m^3 chất hấp phụ; K'_s - hệ số chuyển khối, kg/(m^2 lớp hấp phụ.s. kg/m^3 chất hấp phụ).

55. Động lực trung bình của quá trình hấp phụ tính theo công thức sau:

$$\Delta\overline{C}_x = \frac{C_{xc}}{2,3lg\frac{\overline{C}_x^*}{\overline{C}_x^* - \overline{C}_{xc}}}; \qquad (X.65)$$

$\overline{C}_x^*$ - nồng độ của chất bi hấp phụ trong pha rắn ở thời điểm cân bằng, kg/m^3 chất hấp phụ.

56. Hệ số chuyển khối trong trường hợp hấp phụ tầng sôi (sôi mãnh liệt) chất hấp phụ dạng hạt nhỏ có thể tính gần đúng theo công thức sau:

$$Nu' = 46{,}25.10^{-6}Re^{1,67}; \qquad (X.66)$$

trong đó:

$$Nu' = \frac{K'_s.d^2}{D}; \; Re = \frac{\omega_k d}{\nu_k};$$

d - đường kính trung bình của hạt, m; D - hệ số khuếch tán, m^2/s.

§2. Hấp phụ tầng sôi liên tục với chất hấp phụ tuần hoàn

57. Quá trình hấp phụ trong trường hợp này là quá trình ổn định, nồng độ trung bình của chất bị hấp phụ trong pha rắn $\overline{X}$ ở mỗi bậc không thay đổi. Khi các hạt chất hấp phụ đi qua thiết bị thì nồng độ của chất bị hấp phụ trong pha rắn tăng từ $\overline{C}_{xđ}$ đến $\overline{C}_{xc}$, khi làm việc ổn định thì $\overline{C}_{xc}$ là không đổi, đồng thời nồng độ trong pha khí sẽ giảm từ $\overline{C}_{y_đ}$ đến $\overline{C}_{y_c}$.

Phương trình cân bằng vật liệu có dạng:

$$V_r(\overline{C}_{xc} - \overline{C}_{xđ}) = V_{tr}(\overline{C}_{y_đ} - \overline{C}_{y_c}); \qquad (X.67)$$

trong đó V_r - lưu lượng thể tích của chất hấp phụ, m^3/s; V_{tr} - lưu lượng khí trơ, m^3/s.

58. Phương trình đường nồng độ làm việc:

$$\overline{C}_y = \frac{V_r}{V_{tr}} . \overline{C}_x + (\overline{C}_{y_đ} - \frac{V_r}{V_{tr}} . \overline{C}_{x_c}). \qquad (X.68)$$

Biểu thức (X.68) là phương trình đường thẳng có *tg* góc nghiêng là V_r/V_{tr}. Còn đường cong cân bằng xây dựng bằng số liệu thực nghiệm hoặc tính toán gần đúng.

59. Thể tích làm việc của lớp chất hấp phụ (coi hệ số chuyển khối không đổi):

$$V_l = \frac{V_{tr}}{K'_s} \int_{\overline{C}_{y_đ}}^{\overline{C}_{y_c}} \frac{d\overline{C}_y}{\overline{C}_y - \overline{C}^*_y}, \; m^3; \qquad (X.69)$$

trong đó V_{tr} - lưu lượng thể tích của khí trơ, m^3/s; K'_s - hệ số chuyển khối, 1/s.

60. Hệ số chuyển khối khi hấp phụ hỗn hợp hơi bằng than hoạt tính (cấu trúc loại một) trong thiết bị liên tục tầng sôi tuần hoàn loại ngược chiều nhiều bậc:

$$K'_s = C\frac{L_r(\overline{C}^*_y)^{0,35}.\beta_a.D^{0,25}}{(\overline{C}_{yđ})^{0.35}.B^{1,3}.T^{2,3}.H^{1.25}}; \qquad (X.70)$$

trong đó K'_s - hệ số chuyển khối, 1/s; D - hệ số khuyếch tán phân tử, m^2/s^2; L_r - lưu lượng riêng của chất hấp phụ, $m^3/m^2.s$; $\overline{C}^*_y$ - nồng độ hơi bão hòa của chất bị hấp phụ, kg/m^3 khí trơ; β_a - hệ số aphin; B - hằng số cấu trúc đối với than hoạt tính loại I, $1/^oK$; T - nhiệt độ, ^oK; H - chiều cao của lớp, m.

61. Trong thiết bị hấp phụ ngược chiều nhiều bậc có lớp chất hấp phụ tầng sôi,

chế độ ổn định xảy ra khi giá trị độ xốp $\varepsilon \approx 0,5 - 0,65$ và số tầng sôi $K'_w = 2 - 3$. Số bậc thích hợp nhất là từ 2 - 3. Thiết bị nhiều bậc làm việc tốt khi chiều cao của lớp trên mỗi bậc là $h_o = 30 - 50$ mm (phụ thuộc vào loại và thành phần hạt của chất hấp phụ)

Số bậc trong thiết bị nhiều bậc có thể xác định theo công thức sau:

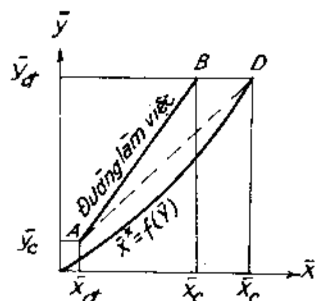
$$N = \frac{V_1}{0,785 D_{tr}^2 h_o} \qquad (X.71)$$

D_{tr} - đường kính trong của thiết bị, m.

62. Giá trị cực tiểu của lưu lượng chất hấp phụ L_{min} tương ứng với đường làm việc AD (h.X.11) được xác định theo công thức sau:

$$L_{min} = G_{tr} \frac{\overline{Y}_d - Y_c}{X_c^* - X_d} \quad ; \qquad (X.72)$$

trong đó L_{min} - lưu lượng cực tiểu của chất hấp phụ, kg/s; G_{tr} - lưu lượng khí trơ, kg/s; $\overline{Y}_d$, Y_c - nồng độ đầu và cuối của chất bị hấp phụ trong pha khí, kg/kg khí trơ; $\overline{X}_d$ - nồng độ đầu của chất bị hấp phụ trong pha rắn, kg/kg chất hấp phụ; X_c^* - nồng độ cân bằng của chất bị hấp phụ trong pha rắn, cân bằng với pha khi có nồng độ $\overline{Y}_d$, kg/kg chất hấp phụ.



Hình X.11. Đường cân bằng và đường làm việc của quá trình hấp phụ tầng sôi liên tục

Qua nhiều nghiên cứu, chọn được tỉ số thích hợp (có một chút dự trữ) như sau:

$$V = (1,1 \div 1,3) L_{min}. \qquad (X.73)$$

V - lưu lượng chất hấp phụ, m^3/s.

VII. QUÁ TRÌNH NHẢ

63. Để tách chất khí bị hấp phụ ra khỏi chất hấp phụ ta có thể dùng các tác nhân nhả sau đây:

- dùng hơi nước bão hòa hoặc hơi nước quá nhiệt;
- dùng hơi của các chất hữu cơ;
- dùng khí trơ.

Có thể tiến hành nhả ở nhiệt độ cao hoặc ở nhiệt độ thấp, có thể tiến hành ở áp suất thường, áp suất dư hoặc áp suất thấp (trong chân không).

Tốc độ nhả phụ thuộc vào chất hấp phụ, tính chất lý hóa của chất bị hút, nhiệt độ tác nhân nhả, và một số nhân tố khác. Nhiệt độ sôi của chất khí bị hút càng thấp, nhiệt độ nhả càng cao thì quá trình nhả càng dễ.

64. Trong thiết bị nhả, chất hấp phụ đi vào với nồng độ là $\overline{X}_1$ ($\overline{X}_1$ - tương ứng với nồng độ cuối của quá trình hấp phụ $\overline{X}_c$); nếu thiết bị làm việc gián đoạn; nồng độ đầu quá trình nhả là $\overline{X}_1$. Nồng độ trong chất hấp phụ đi ra hoặc nồng độ cuối quá trình nhả là $\overline{X}_2$($\overline{X}_2$ tương ứng với nồng độ đầu của quá trình hấp phụ $\overline{X}_d$).

Tác nhân nhả có nồng độ đầu $\overline{Y}_1 = 0$ và nồng độ cuối $\overline{Y}_2$.

65. Lượng hơi nước tiêu tốn để nhả chất bị hấp phụ từ than hoạt tính.

Khi dùng hơi nước để nhả thì lượng hơi tiêu tốn cần thiết để:

- đun nóng cả hệ thống đến nhiệt độ nhả;
- nhả chất bị hấp phụ ra khỏi than hoạt tính;
- bù vào nhiệt làm ướt than bằng nước (đại lượng này có trị số âm);
- bù vào nhiệt mất mát ra môi trường xung quanh;
- do than hấp phụ hơi nước;
- đẩy chất bị hấp phụ ra khỏi than.

Lượng hơi nước tiêu tốn chung cần thiết cho cả quá trình nhả:

$$D = D_1 + D_2; \qquad (X.74)$$

trong đó D_1 - lượng hơi đốt; D_2 - lượng hơi động lực học.

66. Lượng hơi đốt D_1 là lượng hơi để đốt nóng hệ thống thiết bị (gồm có than, chất bị hút, thiết bị, chất cách nhiệt, ẩm, v.v...) đến nhiệt độ nhả, để bù vào nhiệt mất mát ra môi trường xung quang, để nhả chất bị hấp phụ và để bù vào nhiệt làm ướt than bằng nước. Lượng hơi đốt này sẽ ngưng tụ lại trong thiết bị và được tính theo công thức sau:

$$D_1 = \frac{Q_d + Q_n + Q_k + Q_m - (I_1'' - I_2'').D_2}{I'' - i\theta}; \qquad (X.75)$$

trong đó I''_1 - nhiệt lượng riêng của hơi đi vào thiết bị, kJ/kg; I_2'' - nhiệt lượng riêng của hơi đi ra khỏi thiết bị, kJ/kg; $i'\theta$ - nhiệt lượng riêng của nước ngưng ở nhiệt độ ngưng trong thiết bị kJ/kg; Q_d - nhiệt tiêu tốn để đốt nóng than, chất bị hấp phụ trong than, các chi tiết của thiết bị, chất cách nhiệt v.v...

$$Q_d = \Sigma Q = \Sigma G.C(t_n - t_d); \qquad (X.76)$$

G - khối lượng vật bị đốt nóng, kg; C - nhiệt dung riêng của nó, kJ/kg.độ; t_d - nhiệt độ đầu, ^oC; t_n - nhiệt độ nhả, ^oC; Q_n - nhiệt tiêu tốn để nhả chất bị hấp phụ ra khỏi than:

$$Q_n = G_a.q_a; \qquad (X.77)$$

G_a - lượng chất bị hấp phụ, kg; q_a - nhiệt hấp phụ riêng của nó, kJ/kg (bảng X.3); Q_k - nhiệt tiêu tốn để bù vào nhiệt làm ướt than bằng nước

$$Q_k = q_k.W_n; \qquad (X.78)$$

W_n - lượng hơi nước ngưng tụ ở trong than, thường bằng 90% lượng hơi nước tương ứng với $q_d + Q_n$; q_k - nhiệt làm ướt riêng, kJ/kg;

$$q_k = q_a - q_n; \qquad (X.79)$$

q_a - nhiệt hấp phụ hơi nước của than, KJ/kg; q_p - nhiệt ngưng tụ hơi nước, kJ/kg; Q_m - nhiệt mất mát ra môi trường xung quanh, xác định theo hệ số cấp nhiệt và hiệu số nhiệt độ giữa thành thiết bị và môi trường xung quanh. Có thể chấp nhận $Q_m = (5 \div 10\%)\ (Q_d + Q_n + Q_k)$.

67. Lượng hơi động lực học D_2 là lượng hơi để đuổi chất bị hấp phụ ra khỏi than. Lượng hơi động lực học không bị ngưng tụ trong thiết bị; lượng hơi này đi vào thiết bị với nồng độ chất bị hấp phụ là $Y_1 = 0$ và đi ra khỏi thiết bị với nồng độ chất bị hấp phụ là Y_2.

$$D_2 = \Delta . G_a; \qquad (X.80)$$

$$\Delta = \frac{P_a . \rho . \alpha^{1/n}}{760} \frac{n}{(n-1)} \times \frac{\overline{X}_1^{\frac{n-1}{n}} - \overline{X}_2^{\frac{n-1}{n}}}{\overline{X}_1 - \overline{X}_2} \frac{22{,}4T,\rho.}{273 M_a}; \qquad (X.81)$$

trong đó p_a - áp suất trong thiết bị hấp phụ khi nhả, mmHg; ρ - khối lượng riêng của hơi ở nhiệt độ nhả, kg/m^3; T - nhiệt độ nhả, ^{o}K; M_a - khối lượng mol của chất bị hấp phụ; $\overline{X}_1$, $\overline{X}_2$ - nồng độ đầu và cuối của chất bị hấp phụ trong than kg/kg than; α và n là đại lượng xác định bằng đồ thị. Khi biết đường thẳng nhiệt hấp phụ thì α và n xác định theo phương trình biểu diễn trên đồ thị logarít:

$$\lg\overline{X} = \lg\alpha + n\lg\overline{C}_y; \qquad (X.82)$$

trong đó n chính là *tg* góc nghiêng của đường thẳng biểu diễn phương trình (X.82) và lgα chính là tung độ giao điểm của đường thẳng cắt trục tung.

Đại lượng n và α phụ thuộc vào nhiệt độ:

$$n_2 = (T_2/T_1).\ n_1; \qquad (X.83)$$

$$\lg\alpha_2 = \lg\alpha_1 - n_1(\frac{T_2}{T_1}\ .\ \lg p_{bh_2} - \lg p_{bh_1}); \qquad (X.84)$$

trong đó p_{bh_1}, p_{bh_2} - áp suất hơi bão hòa của chất bị hấp phụ tương ứng với nhiệt độ T_1 và T_2.

VIII. CẤU TẠO THIẾT BỊ HẤP PHỤ

68. Theo phương pháp làm việc người ta chia thiết bị hấp phụ ra thành các loại sau đây:

a) Loại có lớp hạt không chuyển động (làm việc gián đoạn);

b) loại có lớp hạt chuyển động (làm việc liên tục);

c) loại có lớp hạt lơ lửng (tầng sôi).

§1. Thiết bị hấp phụ làm việc gián đoạn với lớp hạt không chuyển động

69. Loại thiết bị này có ba phương thức làm việc sau đây:

a) phương thức bốn giai đoạn: hấp phụ, nhả, sấy, làm lạnh;

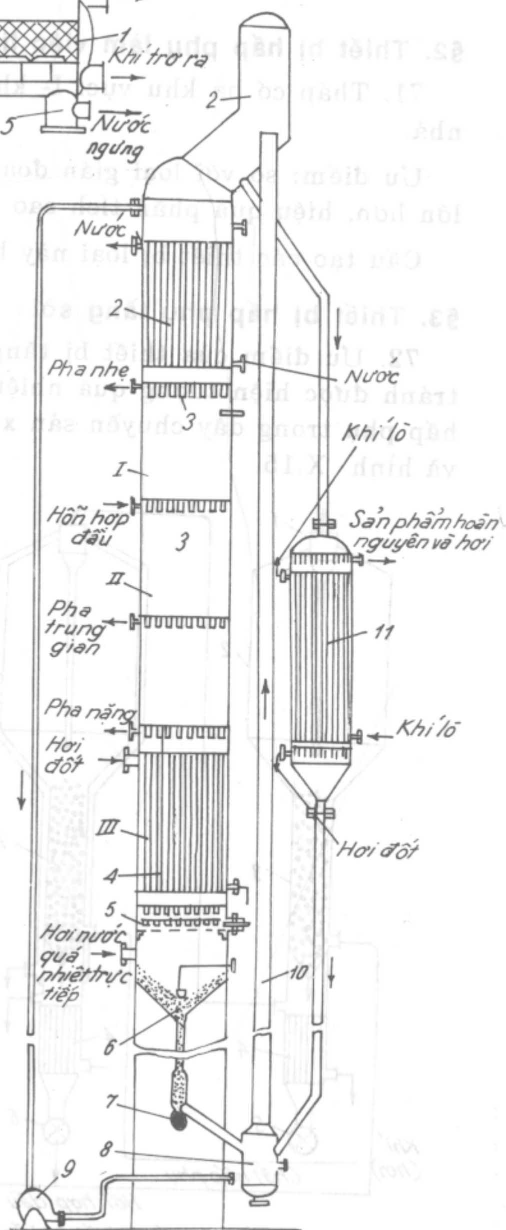
b) phương thức ba giai đoạn: hấp phụ, nhả, làm lạnh;

c) phương thức hai giai đoạn: hấp phụ, nhả.

Khi chọn phương thức làm việc cho thiết bị, cần căn cứ vào đặc trưng của chất bị hấp phụ cần thu hồi và nồng độ đầu của nó trong hỗn hợp khí. Khi nồng độ đầu khá cao thì dùng phương thức bốn giai đoạn, khi nồng độ trung bình và nhỏ

Hình X.12. Thiết bị hấp phụ có lớp hạt đứng yên; a) loại thẳng đứng; b) loại nằm ngang; c) loại hình vành khăn.

1- vỏ; 2- lưới; 3- cửa cho chất hấp phụ vào; 4 - cửa tháo chất hấp phụ; 5- cửa tháo nước ngưng



Hình X.13. Thiết bị hấp phụ liên tục có lớp hạt chuyển động; 1) khu vực hấp phụ; II) khu vực chưng luyện; III) khu vực nhả 1 - boongke; 2- bộ phận làm lạnh; 3- lưới phân phối; 4- bộ phận nhả bằng trao đổi nhiệt; 5- bộ phận điều chỉnh lưu lượng hạt; 6- van thủy lực; 7- van điều chỉnh; 8- thùng góp của bộ phận vận chuyển than; 9- máy thổi khí; 10- ống nâng; 11- thiết bị khởi phục hoạt tính của than

(2 - 3g/m^3) thì dùng phương thức ba giai đoạn). Chỉ dùng phương thức hai giai đoạn khi nhiệt độ của hỗn hợp khí trong thiết bị tương đối đồng nhất và thấp (< 35^{o}C) và trong trường hợp chất bị hấp phụ không tan trong nước [27.28, 34.49].

70. Thiết bị làm việc gián đoạn có lớp hấp phụ không chuyển động có loại thẳng đứng, loại nằm ngang, loại hình vành khăn (hình X.12).

§2. Thiết bị hấp phụ làm việc liên tục với lớp hạt chuyển động

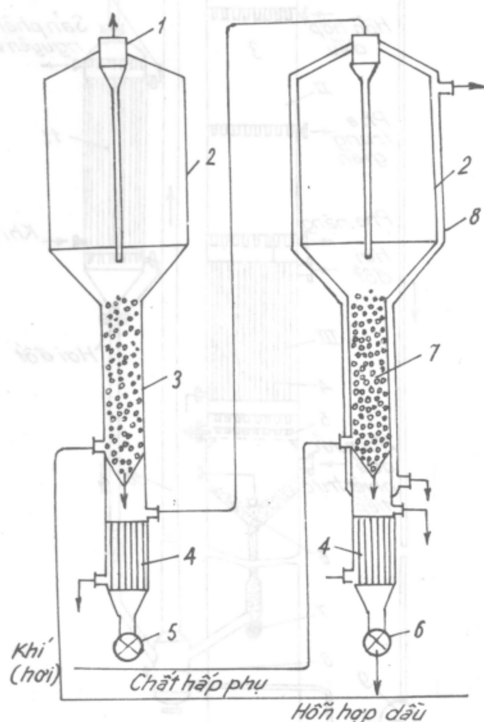
71. Tháp có ba khu vực: I- khu vực hấp phụ; II- khu vực chưng; III- khu vực nhả.

Ưu điểm: so với loại gián đoạn có lớp hạt đứng yên thì loại này có năng suất lớn hơn, hiệu quả phân tích cao hơn.

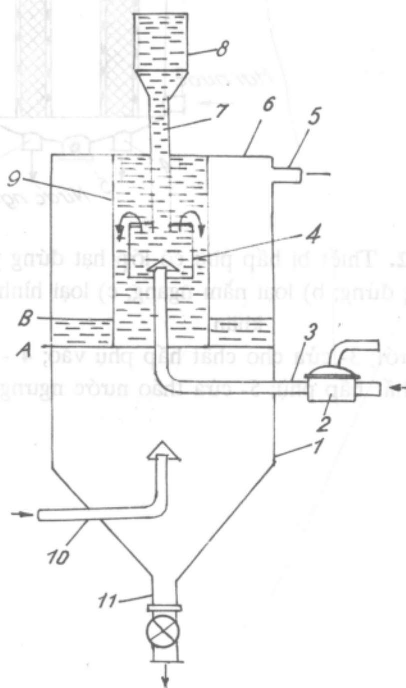
Cấu tạo các thiết bị loại này biểu thị trên hình X.13 .

§3. Thiết bị hấp phụ tầng sôi

72. Ưu điểm của thiết bị tầng sôi: không có khu vực chết, nhiệt độ đồng đều tránh được hiện tượng quá nhiệt, trở lực bé, năng suất lớn. Dễ vận chuyển chất hấp phụ trong dây chuyền sản xuất. Sơ đồ thiết bị tầng sôi thể hiện ở hình X.14 và hình X.15.



Hình X.14. Sơ đồ hệ thống thiết bị hấp phụ và nhả tầng sôi: 1- xiclôn; 2- phòng phân ly; 3- phòng hấp phụ; 4- thiết bị trao đổi nhiệt; 5, 6- bộ phận tháo; 7. phòng nhả; 8- vỏ bọc ngoài để cho hơi đốt vào



Hình X.15. Thiết bị hấp phụ có điều chỉnh chiều cao lớp sôi:
1- thân thiết bị; 2- bộ điều chỉnh áp suất; 3- ống dẫn khí đã điều chỉnh vào; 4- thùng phụ; 5- cửa khí thải ra; 6- nắp thiết bị; 7- ống dẫn chất hấp phụ vào; 8- bunke; 9- ống; 10- ống dẫn hỗn hợp khí vào; 11- ống tháo chất hấp phụ

CHƯƠNG XI.

TRÍCH LY

I. TRÍCH LY CHẤT LỎNG

A. CÁC KHÁI NIỆM

1. Trích ly chất lỏng là quá trình tách một phần hay hoàn toàn một hay một vài cấu tử hòa tan trong một hỗn hợp lỏng đồng thể bằng một dung môi lỏng khác có khả năng hòa tan chọn lọc cấu tử cần tách mà không hòa tan (hay hòa tan hạn chế) các cấu tử khác.

2. Qui ước ký hiệu như sau:

F - hỗn hợp đầu, là dung dịch đồng thể, trong trường hợp đơn giản nhất, gồm hai cấu tử *A* và *B*.

A - dung môi đầu, sau khi trích ly chủ yếu ở lại trong raphinat.

B- cấu tử cần trích ly, sau khi trích ly chủ yếu đi vào dung dịch trích.

C - dung môi thứ ở dạng nguyên chất dùng để tách cấu tử cần trích ly *B* ra khỏi dung dịch đầu và tạo với *B* thành dung dịch trích.

E - dung dịch trích gồm cấu tử *B* tan trong dung môi thứ *C* và một ít cấu tử *A*.

R - raphinat, gồm chủ yếu là *A* với một ít *B* và *C*.

S - dung môi thứ đã có chứa một ít *A* và *B* (tác nhân trích ly)

Để ngắn gọn, ta gọi tất dung môi thứ là dung môi.

3. Thành phần cấu tử trích ly trong dung dịch trích và trong raphinat có thể tính bằng *phần khối lượng, phần mol, phần khối lượng tương đối, phần mol tương đối.*

4. Sự phân bố khi đã đạt tới cân bằng của cấu tử cần trích ly *B* trong dung dịch trích và trong raphinat được đặc trưng bằng hệ số phân bố *K*.

$$K = \frac{y_B^*}{x_B} \lesseqgtr 1; \qquad \text{(XI.1)}$$

trong đó x_B - nồng độ cấu tử *B* trong raphinat, phần mol; y_B^* - nồng độ cấu tử *B* trong dung dịch trích, cân bằng với x_B, phần mol.

Hệ số phân bố *K* phụ thuộc vào tính chất, thành phần và nhiệt độ của các cấu tử.

5. Các yêu cầu cơ bản của dung môi thứ là:

a) dung môi phải có tính chất hòa tan chọn lọc, nghĩa là chỉ hòa tan cấu tử cần trích ly *B* và khả năng hòa tan càng lớn càng tốt mà không hòa tan (hoặc hòa tan

rất ít) cấu tử A;

b) khối lượng riêng phải khác xa khối lượng riêng của hỗn hợp đầu;

c) có hệ số khuếch tán lớn để đảm bảo cho tốc độ chuyển khối lớn;

d) độ bay hơi càng lớn (so với độ bay hơi của các cấu tử khác trong hỗn hợp) càng tốt;

e) nhiệt dung riêng và ẩn nhiệt hóa hơi càng bé càng tốt;

Hai yêu cầu cuối cùng đảm bảo ít tốn kém trong việc hoàn nguyên dung môi (khi hoàn nguyên bằng phương pháp chưng).

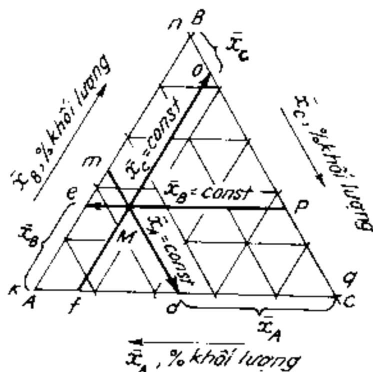
B. CÁC ĐỒ THỊ CƠ BẢN VÀ ĐƯỜNG CONG CÂN BẰNG

§1. Đồ thị tam giác và tính chất cơ bản của nó

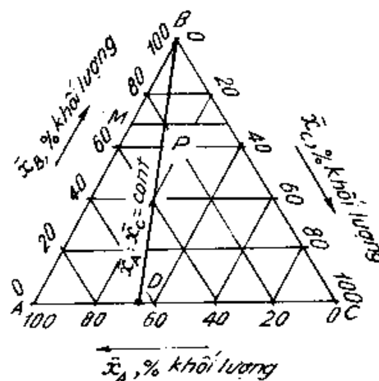
6. Trên hình XI.1 thể hiện đồ thị tam giác. Các điểm A, B, C là đỉnh tam giác ứng với các cấu tử nguyên chất (100%) A, B, C. Mỗi cạnh của tam giác chia làm mười phần bằng nhau và ghi từ 0 đến 1 (hay từ 0 đến 100), nó thể hiện cho thành phần phần trăm cũng như phần khối lượng hay phần mol. Trên đồ thị hình XI.1: cạnh AB theo chiều từ A đến B - $\bar{x}_B$ phần trăm khối lượng của cấu tử B, cạnh BC - $\bar{x}_C$ phần trăm khối lượng của cấu tử C, cạnh CA theo chiều từ C đến A - $\bar{x}_A$ phần trăm khối lượng của cấu tử A.

7. Nếu qua một điểm M bất kỳ trong tam giác ABC ta kẻ các đường thẳng song song với các cạnh (hình XI.1), ta thu được các đường thẳng tương ứng: md - đường $\bar{x}_A$ = const; ep - đường $\bar{x}_B$ = const; f_0 - đường $\bar{x}_C$ = const và ta có:

$$\bar{x}_B + \bar{x}_C + \bar{x}_A = ke + no + dq = ke + em + mn = AB = 100\%, \quad (XI.2)$$



Hình XI.1. Thành phần hệ ba cấu tử trong đồ thị tam giác



Hình XI.2. Đường quan hệ không đổi của các cấu tử A và C (đường BD)

Như vậy mỗi điểm M bất kỳ trong tam giác ứng với một thành phần xác định của hệ ba cấu tử.

Một điểm M bất kỳ trên cạnh tam giác sẽ ứng với hỗn hợp hai cấu tử. Ví dụ, điểm M trên hình X1.2 ứng với hỗn hợp hai cấu tử: 68% B và 32% A.

8. Nếu từ đỉnh tam giác ta kẻ một đường thẳng (h. XI.2), ví dụ, đường BD, thì tất cả các điểm trên đường thẳng đó biểu thị cho quan hệ không đổi của lượng hai cấu tử A và C. Khi ta dịch từ điểm D đến điểm P thì có thể coi là hỗn hợp hai cấu tử A và C được pha loãng bởi B, trong đó cấu tử B thêm vào chỉ làm thay đổi thành phần hệ ba cấu tử, nhưng quan hệ nồng độ giữa A và C vẫn giữ nguyên.

9. Nếu trộn hai dung dịch có khối lượng là K và N (có thành phần tương ứng được biểu thị bằng hai điểm K và N trên hình XI.3 thì hỗn hợp tạo thành sẽ có khối lượng là M bằng tổng khối lượng K và N; điểm M biểu thị thành phần của hỗn hợp sẽ nằm trên đường thẳng KN. Vị trí điểm M được xác định theo qui tắc đòn bẩy như sau:

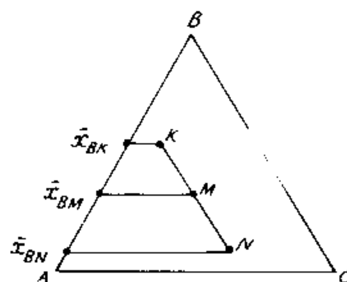
$$\frac{K}{\overline{MN}} = \frac{N}{\overline{KM}} = \frac{M}{\overline{KN}}; \qquad \text{(XI.3)}$$

trong đó $\overline{MN}$, $\overline{KM}$, $\overline{KN}$ là những đoạn thẳng đo cùng tỉ lệ như nhau trên đường thẳng $\overline{KN}$.

Nếu cho biết thành phần các hỗn hợp đặc trưng bởi các điểm K, N, M, ví dụ theo B, thì sau khi đánh dấu các điểm đó trên đồ thị và đo chiều dài các đoạn thẳng ta có thể tìm được:

$$K = M\frac{\overline{MN}}{\overline{KN}} = \frac{\bar{x}_{BM} - \bar{x}_{BN}}{\bar{x}_{BK} - \bar{x}_{BN}}; \qquad \text{(XI.4)}$$

$$N = M\frac{\overline{KM}}{\overline{KN}} = \frac{\bar{x}_{BK} - \bar{x}_{BM}}{\bar{x}_{BK} - \bar{x}_{BN}}. \qquad \text{(XI.5)}$$



Hình XI.3. Sự trộn lẫn hai hỗn hợp K và N trên đồ thị tam giác

10. Nếu các hỗn hợp khác nhau của các cấu tử A, B, C, ví dụ như ba hỗn hợp có thành phần đặc trưng bằng các điểm K, L, Q, trộn lẫn riêng biệt với hỗn hợp có thành phần đặc trưng bởi điểm P (h.XI.4) thì sẽ tạo thành các hỗn hợp mới đặc trưng bằng các điểm N, O, T nằm trên các đoạn thẳng KP, LP, QP.

Phương trình cân bằng vật liệu là:

$$N = K + P; \quad O = L + P; \quad T = Q + P; \qquad \text{(XI.6)}$$

do đó:

$$N - K = O - L = T - Q = P. \qquad \text{(XI.7)}$$

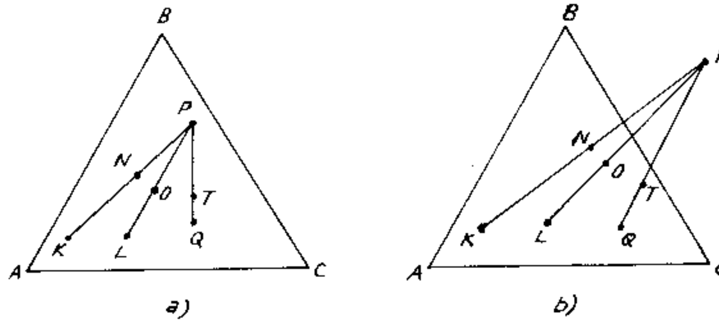
Từ đây ta thấy có một tính chất của đồ thị tam giác được ứng dụng nhiều trong trích ly như sau

Nếu hiệu số giữa lượng hai hỗn hợp bất kỳ của các cấu tử A, B, C là không đổi [xem công thức (XI.7)] thì các đường thẳng nối từng hai điểm một (cặp KN, LO, QT trên hình XI.4a và hình XI.4b) đặc trưng cho thành phần các hỗn hợp đó sẽ cắt nhau tại một điểm P, điểm đó gọi là *cực trích ly*.

Cực trích ly có thể ở trong hay ở ngoài tam giác. Trường hợp cực ở ngoài (điểm P, hình XI.4b) thì thành phần hỗn hợp được biểu thị bởi điểm P đó chỉ là tượng

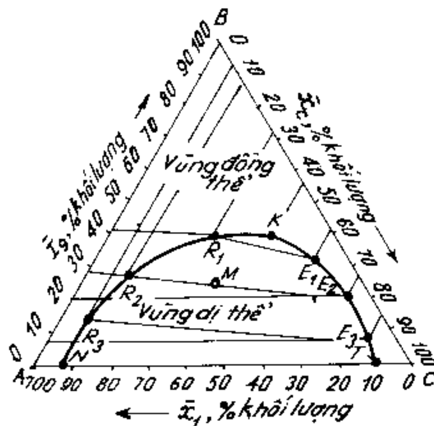
trưng lý thuyết vì nó nằm ngoài giới hạn thực.

Trên đồ thị tam giác trong hình XI.5 biểu thị hỗn hợp ba cấu tử điển hình, trong đó cấu tử *A* và *B* cũng như *B* và *C* hòa tan không hạn chế vào nhau, còn cấu tử *A* và *C* thì hòa tan hạn chế vào nhau và trong những tỉ lệ nhất định chúng tạo thành hỗn hợp lỏng hai pha.

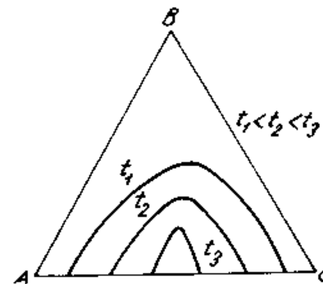


Hình XI.4. Cách tìm cực trích ly

Đường cong *N K T* gọi là *đường cong cân bằng* hay là *đường cong phân tầng*. Vùng giới hạn bởi đường cân bằng và cạnh *AC* là vùng hai pha, vùng còn lại là vùng đồng pha. Kích thước vùng hai pha phụ thuộc vào nhiệt độ.



Hình XI.5. Hệ ba cấu tử trong đồ thị tam giác (t = const)



Hình XI.6. Ảnh hưởng của nhiệt độ lên kích thước vùng hai pha

Thường kích thước vùng hai pha giảm khi nhiệt độ tăng. Nhánh *KN* của đường cân bằng đặc trưng cho thành phần raphinat, còn nhánh *KT* đặc trưng cho thành phần dung dịch trích ly (h.XI.5).

11. Đường thẳng nối thành phần cân bằng trong raphinat và trong dung dịch trích gọi là *đường liên hợp* hay *dây cung cân bằng* (ví dụ, đường R_1E_1, R_2E_2, R_3E_3).

Độ dốc các đường liên hợp không giống nhau vì sự phân bố cấu tử *B* trong dung dịch trích và trong raphinat khác nhau. Trường hợp đường liên hợp song song với

nhau và song song với cạnh AC thì ta không thể thực hiện quá trình trích ly được (hệ số phân bố $K = 1$). Ta có thể coi hỗn hợp này như là hỗn hợp đẳng phí trong trường hợp chưng luyện.

12. Quá trình trích ly chỉ tiến hành được trong vùng hai pha. Ví dụ nếu có hỗn hợp với thành phần đặc trưng bởi điểm M (h.XI.5) thì hỗn hợp đó sẽ tạo thành hai pha cân bằng với nhau, sau khi phân lớp (theo đường liên hợp E_2R_2) ta sẽ được dung dịch trích E_2 và raphinat R_2. Đường E_2R_2 là đường liên hợp đi qua điểm M.

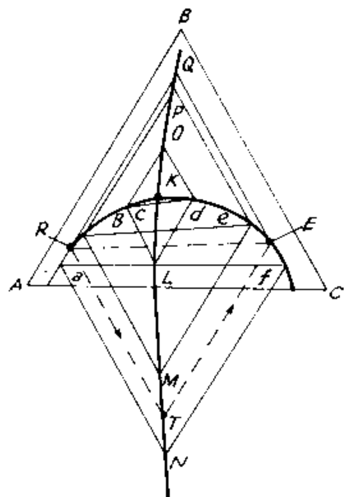
13. Lượng raphinat và dung dịch trích tạo thành có thể xác định theo quan hệ sau:

$$\frac{R_2}{E_2} = \frac{\overline{ME_2}}{\overline{MR_2}}. \qquad \text{(XI.8)}$$

14. Trường hợp trong các sách chỉ cho một ít số liệu về đường liên hợp mà ta muốn có nhiều đường liên hợp hơn thì phải dùng phương pháp nội suy bằng đồ thị để vẽ thêm đường liên hợp. Phương pháp nội suy như sau: giả sử đã cho các đường liên hợp *af, be, cd*,.

Qua các điểm *a, b, c, d, e, f*, ta kẻ các đường thẳng song song với các cạnh của tam giác (h.XI.7). Các đường đó cắt nhau tại các điểm tương ứng *N, M, L, O, P, Q*. Nối các điểm đó lại bằng một đường cong đều đặn gọi là đường chuẩn. Giao điểm của đường chuẩn với đường cân bằng là điểm tới hạn *K*. Dựa vào đường chuẩn ta vẽ thêm đường liên hợp như sau

Ví dụ, ta cho điểm R ở nhánh raphinat, từ R ta kẻ đường song song với cạnh BC cắt đường chuẩn tại điểm T. Từ điểm T ta kẻ đường song song với cạnh AB cắt đường cân bằng tại điểm E. Đường ER là đường liên hợp ta muốn tìm.



Hình XI.7. Nội suy đường liên hợp trên đồ thị tam giác

§2 Đồ thị vuông góc $\overline{Z}$ - $\overline{X}$, $\overline{Y}$ và $\overline{Y}$ - $\overline{X}$

15. Trường hợp ta không vẽ được số bậc trích ly trên đồ thị tam giác vì hẹp quá mất chính xác thì ta nên dùng đồ thị vuông góc.

Giá trị các tọa độ trên đồ thị này như sau:

$$\overline{X} = \frac{K_gB}{K_g(A + B)_R} = \frac{\overline{x}_B}{\overline{x}_A + \overline{x}_B} = \frac{\overline{x}_B}{100 - \overline{x}_C}; \qquad \text{(XI.9)}$$

$$\overline{Y} = \frac{K_gB}{K_g(A + B)_E} = \frac{\overline{y}_B}{y_A + y_B} = \frac{\overline{y}_B}{100 - \overline{y}_c}; \qquad \text{(XI.10)}$$

$$\overline{Z}_R = \frac{K_gC}{K_g(A + B)_R} = \frac{\overline{x}_C}{x_A + \overline{x}_B} = \frac{\overline{x}_C}{100 - \overline{x}_C}; \qquad \text{(XI.11)}$$

$$\overline{Z}_E = \frac{K_g C}{K_g(A + B)_E} = \frac{\overline{y}_C}{\overline{y}_A + \overline{y}_B} = \frac{\overline{y}_C}{100 - \overline{y}_C}; \quad \text{(XI.12)}$$

trong đó $\overline{x}_A$, $\overline{x}_B$, $\overline{x}_C$ - nồng độ của các cấu tử *A*, *B*, *C* trong raphinat, *phần trăm khối lượng;* $\overline{y}_A$, $\overline{y}_B$, $\overline{y}_C$ - nồng độ của các cấu tử *A*, *B*, *C* trong dung dịch trích, *phần trăm khối lượng.*

16. Công thức tính ngược lại:

$$\left.\begin{aligned} \overline{x}_A &= \frac{1 - \overline{X}}{1 + \overline{Z}_R}; \\ \overline{x}_B &= \frac{\overline{X}}{1 + \overline{Z}_R}; \\ \overline{x}_C &= \frac{\overline{Z}_R}{1 + \overline{Z}}; \end{aligned}\right\} \quad \text{(XI.13)}$$

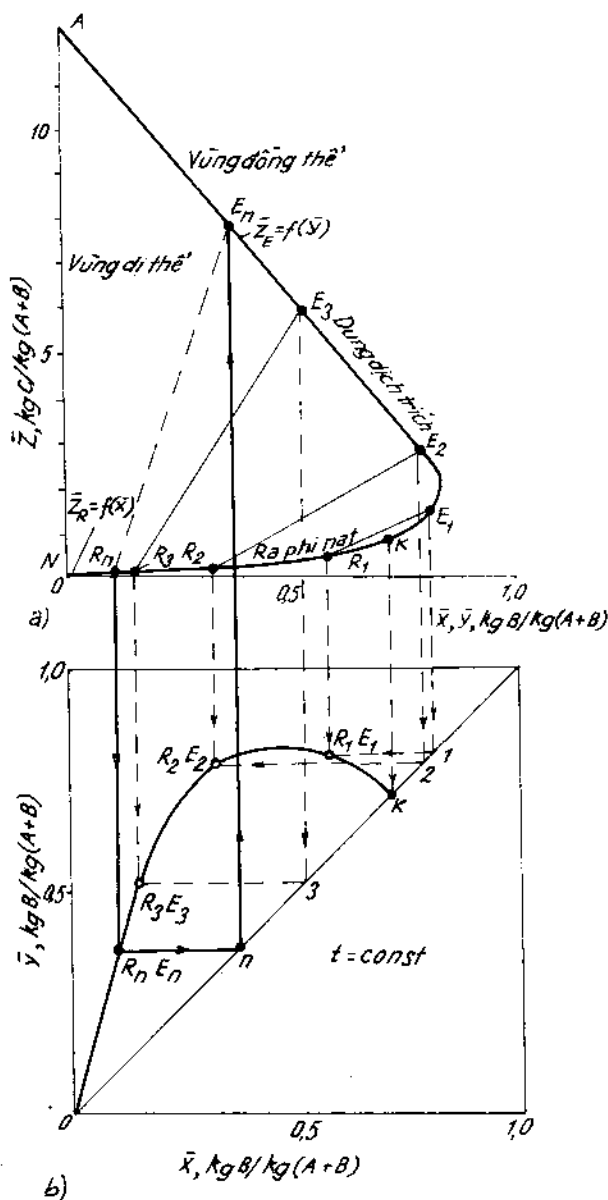
$$\left.\begin{aligned} \overline{y}_A &= \frac{1 - \overline{Y}}{1 + \overline{Z}_E}; \\ \overline{y}_B &= \frac{\overline{Y}}{1 + \overline{Z}_E}; \\ \overline{y}_C &= \frac{\overline{Z}_E}{1 + \overline{Z}_E}. \end{aligned}\right\} \quad \text{(XI.14)}$$

17. Trên đồ thị vuông trong hệ tọa độ $\overline{Z}$ - $\overline{X}$, $\overline{Y}$ cấu tử *A* nguyên chất ứng với điểm $\overline{X} = 0$ và $\overline{Z} = 0$ cấu tử *B* nguyên chất ứng với điểm $\overline{Y} = 1$ và $\overline{Z} = 0$, cấu tử *C* nguyên chất ứng với điểm vô tận vì

$$\overline{Z} = \frac{\overline{Y}_c}{\overline{Y}_A + \overline{Y}_B} = \frac{\overline{Y}_c}{0} = \infty.$$

Như vậy khi thêm dung môi *C* nguyên chất vào hỗn hợp *A* + *B* thì điểm đặc trưng cho hỗn hợp sẽ dịch chuyển theo đường $\overline{X}$ = const (hoặc $\overline{Y}$ = const).

18. Để xây dựng đường cân bằng trên đồ thị vuông góc trong hệ tọa độ $\overline{Z}$ - $\overline{X}$, $\overline{Y}$ ta phải tính chuyển trực tiếp từ các điểm E_1 và R_1, E_2 và R_2, E_3 và R_3... của các đường liên hợp



Hình XI.8. Hệ ba cấu tử trong đồ thị vuông góc:
a) trong hệ tọa độ $\overline{Z}$ - $\overline{X}$, $\overline{Y}$;
b) trong hệ tọa độ $\overline{Y}$ - $\overline{X}$

ở đồ thị tam giác h.XI.5 và h.XI.8a). Quan hệ cân bằng $\overline{Y}$ - $\overline{X}$ thể hiện ở hình XI.8b.

Muốn nội suy đường liên hợp trên đồ thị $\overline{Z}$ - $\overline{X}$, $\overline{Y}$ ta phải dựa vào đồ thị $\overline{Y}$ - $\overline{X}$.

19. Đường cân bằng $\overline{Y}$ - $\overline{X}$ trên đồ thị vuông góc trong hình XI.8b không tính đến nồng độ dung môi thứ và chỉ ứng với nhiệt độ xác định. Một điểm bất kỳ trên đường cân bằng $\overline{Y}$ - $\overline{X}$ trong đồ thị của hình XI.8b đều ứng với thành phần của raphinat và dung dịch trích cân bằng với nó. Vì vậy dựa vào đồ thị $\overline{Y}$ - $\overline{X}$ ta có thể vẽ bất kỳ đường liên hợp nào cho đồ thị $\overline{Z}$ - $\overline{X}$, $\overline{Y}$. Chẳng hạn, muốn xây dựng đường liên hợp ứng với raphinat R_n thì từ điểm R_n trên đồ thị $\overline{Y}$ - $\overline{X}$ ta kẻ đường thẳng đứng cắt đường cân bằng trên đồ thị $\overline{Z}$ - $\overline{X}$ - $\overline{Y}$ ở điểm R_nE_n. Từ điểm R_nE_n trên hình XI.8b ta kẻ đường nằm ngang cắt đường chéo góc ở điểm n và từ đó ta kéo đường thẳng đứng lên cắt nhánh dung dịch trích trên hình XI.8a tại điểm E_n. Đường E_nR_n là đường liên hợp ta muốn tìm.

§3. Đồ thị vuông góc $\overline{y}'$ - $\overline{x}'$

20. Đồ thị này thường dùng khi bỏ qua sự hòa tan của dung môi đầu A trong dung môi C, nghĩa là khi A và C tan vào nhau rất ít.

21. Nồng độ phần trăm khối lượng trong raphinat là $\overline{x}_A$, $\overline{x}_B$, $\overline{x}_c$ và trong dung dịch trích là $\overline{y}_A$, $\overline{y}_B$, $\overline{y}_c$. Trong trường hợp này ta coi $\overline{x}_C \approx 0$ và $\overline{y}_A \approx 0$. Nồng độ x' và y' là *nồng độ khối lượng tương đối* xác định như sau:

$$\overline{x}' = \frac{\overline{x}_B}{100 - \overline{x}_B}, \ \frac{\text{kg cấu tử cần trích ly } B \text{ trong raphinat}}{\text{kg dung môi đầu } A}; \qquad (XI.15)$$

$$\overline{y}' = \frac{\overline{y}_B}{100 - \overline{y}_B} \ \frac{\text{kg cấu tử cần trích ly } B \text{ trong dung dịch trích}}{\text{kg dung môi } C} \qquad (XI.16)$$

C. CÁC PHƯƠNG PHÁP TRÍCH LY

22. Theo phương pháp tiến hành quá trình người ta phân biệt trích ly tiếp xúc từng bậc và trích ly tiếp xúc liên tục.

Trong trích ly tiếp xúc từng bậc trạng thái pha của hệ ở mỗi bậc đạt gần đến cân bằng. Trích ly tiếp xúc từng bậc thường được thực hiện trong thiết bị có cánh khuấy (một bậc gồm một thiết bị khuấy và một thiết bị lắng) hay trong tháp đĩa (mỗi đĩa ứng với một bậc).

Trích ly tiếp xúc liên tục được thực hiện ở trong tháp đệm, tháp phun.

Sau khi trích ly người ta thường hoàn nguyên dung môi bằng phương pháp chưng luyện.

§1. Trích ly tiếp xúc từng bậc

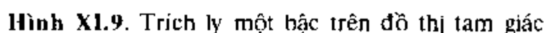
23. Bậc thay đổi nồng độ hay bậc trích ly lý thuyết là khoảng tiếp xúc giữa hỗn hợp đầu và dung môi (khi đủ thời gian và khuấy trộn tốt) để cho hai pha raphinat và dung dịch trích tạo thành đạt được cân bằng.

Trên đồ thị tam giác bậc trích ly lý thuyết được thể hiện bằng đường *RME* (h.XI.9 a và b).

Trên đồ thị $\overline{y}'$ - $\overline{x}'$ bậc trích ly lý thuyết được thể hiện bằng tam giác *abc* (h.XI.10).

Trên đồ thị $\overline{Z}$ - $\overline{X},\overline{Y}$ bậc trích ly thể hiện bằng đường *RME* (h. XI.11 a và b).

24. Trong thực tế thời gian tiếp xúc giữa dung dịch đầu và dung môi thứ không lâu lắm, nên chưa đạt đến cân bằng pha giữa raphinat và dung dịch trích. Để tính đến ảnh hưởng này người ta đưa vào trong tính toán một đại lượng gọi là *hiệu suất*.



Hình XI.9. Trích ly một bậc trên đồ thị tam giác

a) Trích ly một bậc

Đây là phương pháp trích ly đơn giản nhất, hỗn hợp đầu và dung môi thứ cùng cho vào một thiết bị có cánh khuấy để được trộn lẫn và tiếp xúc với nhau sau đó đưa sang thiết bị lắng để tách riêng hai pha: raphinat và dung dịch trích rồi đưa dung dịch trích đi hoàn nguyên để thu cấu tử cần trích ly *B* và dung môi thứ *S*. Nếu thời gian tiếp xúc đủ thì quá trình có thể đạt gần đến trạng thái cân bằng do định luật phân bố quyết định và như vậy thì mức độ trích ly là tương đối thấp. Muốn tăng độ trích ly đối với phương pháp một bậc thì phải tăng lượng dung môi thứ nhưng như vậy sẽ tốn nhiều dung môi và hạ thấp nồng độ dung dịch trích, quá trình thu hồi cấu tử cần trích ly từ dung dịch trích sau này sẽ tốn kém hơn. Vì vậy quá trình trích ly một bậc chỉ dùng trong công nghiệp khi hệ số phân bố rất lớn. Quá trình có thể thực hiện liên tục hoặc gián đoạn.

25. Để tính toán trích ly một bậc cần phải biết trước đường cân bằng với các đường liên hợp và thành phần nguyên liệu đầu. Cần phải xác định lượng dung môi tiêu tốn, lượng và thành phần của raphinat và dung dịch trích.

Tính toán trích ly một bậc trên đồ thị tam giác

26. Phương trình cân bằng vật liệu chung:

$$M = F + C = R + E; \qquad \text{(XI.17)}$$

trong đó M - lượng hỗn hợp của dung môi thứ và dung dịch đầu, kg; F - lượng dung dịch đầu, kg; C - lượng dung môi thứ, kg; R - lượng rapinat, kg; E - lượng dung dịch trích, kg.

27. Trên hình XI.9a thể hiện quá trình trích ly một bậc, trong đó E, R_k, E_k không chứa dung môi C và khi hoàn nguyên dung môi từ R và E ta thu được cấu tử C nguyên chất (R_k, E_k - lượng raphinat và dung dịch trích cuối sau khi tách dung môi).

Vị trí giao điểm M của đường FC và đường hỗn hợp RE phụ thuộc vào lượng dung môi tiêu tốn (mục 28).

Theo qui tắc đòn bẩy lượng dung môi C, lượng raphinat R và lượng dung dịch trích E được xác định như sau:

$$C = F.\frac{\overline{FM}}{\overline{MC}} ; \tag{XI.18}$$

$$R = M\frac{\overline{ME}}{\overline{RE}} ; \tag{XI.19}$$

$$E = M - R = M.\frac{\overline{RM}}{\overline{RE}} \tag{XI.20}$$

Để xác định nồng độ cấu tử B trong dung dịch trích và trong raphinat sau khi tách dung môi C ta kẻ hai đường thẳng: một đường đi qua C và R, một đường đi qua C và E. Giao điểm của hai đường CR và CE với cạnh AB (điểm R_k và E_k) sẽ cho ta thành phần của raphinat cuối và dung dịch trích cuối.

28. Phân tích phương trình (XI.18) chúng ta sẽ tìm được giới hạn thay đổi lượng dung môi tiêu tốn riêng.

- Nếu điểm M chuyển về M_2 thì $\overline{FM}_2 < \overline{FM}$ và theo phương trình (XI.18) lượng dung môi tiêu tốn sẽ bé hơn, nồng độ cấu tử B trong dung dịch trích và raphinat tăng lên (thể hiện bởi điểm E_2 và R_2, và $E_{2k} > E_k$, $R_{2k} > R_k$).

- Nếu điểm M chuyển về M_1 ở trên đường cân bằng thì chỉ tạo thành raphinat, còn lượng dung dịch trích bằng không. Vị trí điểm M_1 dùng để xác định lượng dung môi tiêu tốn riêng lý thuyết nhỏ nhất:

$$C_{min} = F\frac{\overline{FM}_1}{\overline{M_1C}} . \tag{XI.21}$$

Để tiện tính toán ta ký hiệu điểm M_1 (giao điểm của đường CF và nhánh raphinat) là R_{minc}

- Nếu điểm M chuyển về M_3 thì lượng dung môi tiêu tốn tăng lên và nồng độ cấu tử B trong dung dịch trích và trong raphinat giảm xuống ($E_{3k} < E_k$ và $R_{3k} < R_k$).

- Nếu điểm M chuyển về M_4 ở trên đường cân bằng thì chỉ tạo thành dung dịch trích, còn lượng raphinat bằng không. Vị trí điểm M_4 dùng để tìm lượng dung môi tiêu tốn cực đại:

$$C_{max} = F\frac{\overline{FM_4}}{\overline{M_4C}}. \quad (XI.22)$$

Ký hiệu điểm M_4 là E_{maxc}.

Nếu so sánh một loạt phương án tính toán (ví dụ, phương án tính đối với các điểm M_1, M_2, M_3), ta có thể tìm được điều kiện trích ly kinh tế nhất.

29. Trên hình XI.9b thể hiện quá trình trích ly một bậc cho trường hợp hỗn hợp đầu, dung dịch trích E_k, raphinat R_k sau khi tách vẫn còn chứa một ít dung môi thứ C, còn từ dung dịch trích E và raphinat R thu được dung môi C_E và C_R lại có chứa một ít cấu tử A và B (trên đồ thị các điểm F, E_k và R_k không nằm trên cạnh AB, các điểm C_E và C_R không trùng với điểm C).

Cân bằng vật liệu trong trường hợp này:

$$\left.\begin{aligned} C'_s &= C_R + C_E; \\ C_s &= C'_s + C; \\ M &= F + C_s; \\ M &= R + E; \\ R &= R_k + C_R; \\ E &= E_k + C_E. \end{aligned}\right\} \quad (XI.23)$$

Lượng sản phẩm cuối có thể tính như sau:

$$R_k = R\frac{\overline{x}_{CR} - \overline{x}_R}{\overline{x}_{CR} - \overline{x}_{Rk}}$$

$$E_k = E\frac{\overline{x}_{CE} - \overline{x}_E}{\overline{x}_{CE} - \overline{x}_{Ek}};$$

trong đó $\overline{x}$ - nồng độ một cấu tử bất kỳ nào đó trong A, B, C.

Tính toán trích ly một bậc trên đồ thị vuông góc $\overline{y}' - \overline{x}'$

30. Lượng dung môi đầu A trong hỗn hợp đầu được xác định như sau:

$$A = F\frac{(100 - \overline{x}_{BF})}{100}, \text{ kg (hay kg/s)}. \quad (XI.24)$$

Lượng dung môi thứ nguyên chất C trong tác nhân trích ly S là:

$$C = S\frac{(100 - \overline{y}_{BS})}{100}, \text{ kg (hay kg/s)}; \quad (XI.25)$$

trong đó $\overline{x}_{BF}$ - nồng độ cấu tử B trong hỗn hợp đầu, phần trăm khối lượng; $\overline{y}_{BS}$ - nồng độ cấu tử B trong tác nhân trích ly S, phần trăm khối lượng.

31. Cân bằng vật liệu theo cấu tử B:

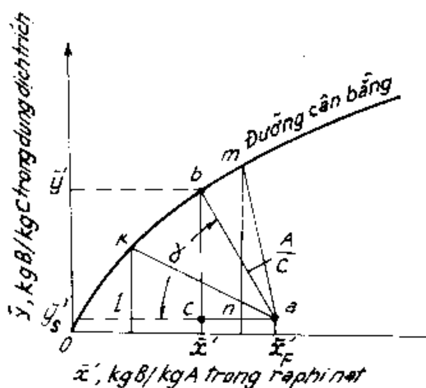
$$C(\overline{y}' - \overline{y}'_s) = A(\overline{x}'_F - \overline{x}'); \quad (XI.26)$$

trong đó $\overline{y}'$ và $\overline{y}'_s$ - nồng độ cấu tử cần trích ly B trong dung dịch trích và trong tác nhân trích ly S, kg B/kg C; $\overline{x}_F$ và $\overline{x}'$ - nồng độ cấu tử B trong hỗn hợp đầu và trong raphinat, kg B/kg$A$.

32. Trên hình XI.10 thể hiện quá trình trích ly một bậc trên đồ thị vuông $\bar{y}'$ - $\bar{x}'$. Tọa độ đường cân bằng tính theo phương trình (XI.15) và (XI.16). Đường làm việc *ab* xây dựng theo phương trình (XI.26).

Giao điểm *b* của đường làm việc và đường cân bằng biểu thị cho nồng độ của dung dịch trích và của raphinat sau trích ly.

Theo phương trình (XI.26) đường làm việc có độ dốc = tgα = - A/C.



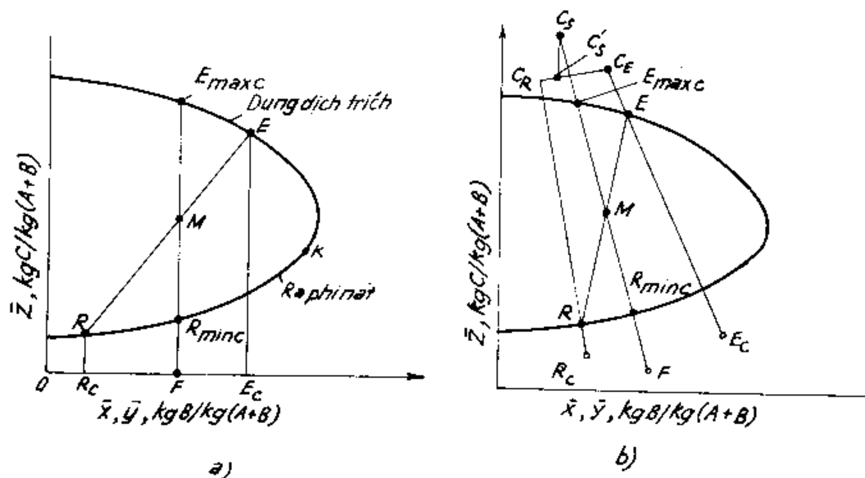
Hình XI.10. Trích ly một bậc trên đồ thị vuông $\bar{y}'$ - $\bar{x}'$

Như vậy, muốn xây dựng đường làm việc ta cần biết tọa độ điểm *a* và quan hệ giữa lượng dung môi thứ và dung môi đầu A/C. Bằng đồ thị này ta có thể xét ảnh hưởng của lượng dung môi thứ tiêu tốn lên thành phần của dung dịch trích và raphinat. Ví dụ khi tăng lượng dung môi thì $|$ tgα $|$ giảm va do đó giá trị $\bar{y}'$, $\bar{x}'$ giảm (đường *ak*), khi giảm lượng dung môi thì giá trị $\bar{y}'$ và $\bar{x}'$ tăng (đường *am*).

Cũng bằng đồ thị này ta có thể xác định lượng dung môi tiêu tốn C khi cần đạt được nồng độ raphinat $\bar{x}'$ cho trước. Muốn vậy từ điểm $\bar{x}'$ ta kẻ đường thẳng đứng gặp đường cân bằng tại *b*, nối ba, xác định tgα và từ đó tìm C.

Tính toán trích ly một bậc trên đồ thị $\bar{Z}$ - $\bar{Y}$, $\bar{X}$

33. Trên đồ thị hình XI.11a thể hiện quá trình trích ly trong trường hợp đơn giản là trong hỗn hợp đầu F không chứa dung môi C và trong dung môi không chứa



Hình XI.11. Trích ly một bậc trên đồ thị $\bar{Z}$ - $\bar{Y}$, $\bar{X}$

cấu tử A và B. Tọa độ điểm F: tung độ $\frac{C}{A+B} = 0$, hoành độ $\frac{B}{B+A}$; tọa độ điểm C: tung độ $= \frac{C}{A+B} = \frac{C}{0} = \infty$.

Điểm M đặc trưng cho thành phần hỗn hợp của F và C. Điểm M nằm trên đường vuông góc kẻ từ điểm F vì nồng độ cấu tử B trong hỗn hợp đầu F và trong hỗn hợp M bằng nhau. Đường thẳng đứng cắt đường cân bằng tại hai điểm R_{minc} và E_{maxc}. Qua điểm M ta kẻ đường liên hợp và xác định thành phần của dung dịch trích E và raphimat R. Thành phần raphinat và dung dịch trích sau khi tách dung môi thể hiện ở điểm R_c và E_c trên trục hoành (giao điểm của hai đường vuông góc với trục hoành kẻ từ R và E).

34. Trên đồ thị hình XI.11b thể hiện quá trình trích ly đối với trường hợp chung nhất: hỗn hợp đầu F và sản phẩm cuối R_c, E_c có chứa dung môi C; còn dung môi C_R và C_E hoàn nguyên từừR và E có chứa cấu tử B. C'_s biểu thị thành phần của hỗn hợp giữa C_R và C_E; còn C_s đặc trưng cho hỗn hợp của C và C'_s (tức là hỗn hợp giữa dung môi nguyên chất C và dung môi hoàn nguyên).

Vậy tác nhân trích ly của quá trình là C_s. Điểm C_s và C'_s nằm trên đường thẳng đứng vì nồng độ B trong chúng như nhau.

35. Khi dùng đồ thị $\overline{Z}$ - $\overline{X}$, $\overline{Y}$ phương trình cân bằng vật liệu được thành lập theo tổng thành phần các cấu tử A và B (không có C).

Để phân biệt với các ký hiệu F, M, R, E...) của phương trình cân bằng vật liệu theo tổng A, B, C, ở đây ta cũng dùng ký hiệu như vậy nhưng có thêm gạch ngang trên đầu. Ta có:

$$\left.\begin{aligned} \overline{C}'_s &= \overline{C}_R + \overline{C}_E \\ \overline{C}_s &= \overline{C}'_s + \overline{C} \\ \overline{M} &= \overline{F} + \overline{C}_s \\ \overline{M} &= \overline{R} + \overline{E} \\ \overline{R} &= \overline{R}_c + \overline{C}_R \\ \overline{E} &= \overline{E}_c + \overline{C}_E \,. \end{aligned}\right\} \qquad \text{(XI.27)}$$

b) Trích ly nhiều bậc chéo dòng

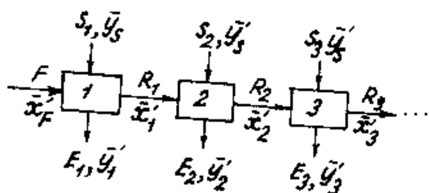
36. Trên hình XI.12 biểu thị sơ đồ nguyên tắc của trích ly nhiều bậc chéo dòng. Hệ thống thiết bị gồm nhiều thiết bị trích ly đặt nối tiếp nhau. Quá trình được thực hiện như sau: hỗn hợp đầu F lần lượt đi qua các bậc 1, 2, 3,..., trong mỗi bậc nó tiếp xúc với dung môi thứ được đưa vào song song. Sau mỗi bậc ta tách dung dịch trích ra chế biến còn pha raphinat đi sang bậc sau để trích ly tiếp cho đến khi đạt yêu cầu cần thiết. Như vậy quá trình trích ly nhiều bậc chéo dòng chính là lặp lại nhiều lần quá trình trích ly một bậc và kết quả là ta thu được một cấu tử nguyên chất - đó là dung môi đầu A, và nhiều dung dịch trích với nồng độ cấu tử cần trích ly B khác nhau, trong đó độ tinh khiết lớn nhất của cấu tử B chỉ đạt được ở bậc một và phụ thuộc vào kích thước vùng hai pha, còn ở các bậc sau thì nồng độ của B giảm dần. Ngoài ra phương pháp này còn có nhược điểm là tiêu tốn nhiều dung môi thứ do đó chỉ nên dùng trong các trường hợp sau đây:

- khi cần thu dung môi đầu *A* ở dạng nguyên chất mà không kể đến lượng bị mất mát của nó;

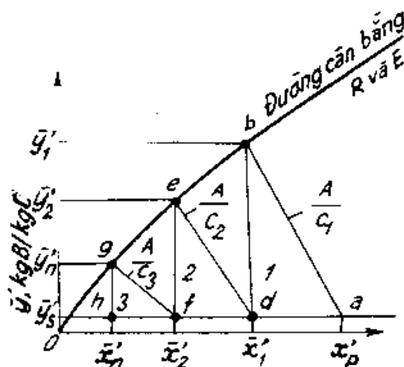
- khi không cần hoàn nguyên dung môi thứ (vì dễ kiếm, rẻ tiền) hay quá trình hoàn nguyên đơn giản, ít tốn năng lượng;

- Khi lượng cấu tử cần trích ly *B* ít;

- Khi hệ số phân bố của cấu tử *B* trong dung môi thứ *S* lớn hơn rất nhiều so với hệ số phân bố của *A* trong *S*.



Hình XI.12. Sơ đồ trích ly nhiều bậc chéo dòng



Hình XI.13. Trích ly nhiều bậc chéo dòng trên đồ thị $\bar{y}'$ - $\bar{x}'$

Để tính toán bằng đồ thị cần phải biết đường cân bằng, các đường liên hợp *RE* và thành phần nguyên liệu.

Số bậc trích ly lý thuyết được xác định theo phương pháp tương tự như đối với trích ly một bậc. Cho trước các lượng dung môi S_1, S_2, S_3 của các bậc thứ nhất, thứ hai, thứ ba và tiến hành tính toán bằng đồ thị.

Tính toán trích ly nhiều bậc chéo dòng trên đồ thị $\bar{y}'$ - $\bar{x}'$

3/ Trên đồ thị hình XI.13 thể hiện quá trình trích ly nhiều bậc chéo dòng trong tọa độ $\bar{y}'$ - $\bar{x}'$.

Từ điểm $a(x'_f, y'_s$ kẻ đường thẳng có độ dốc bằng - A/C_1 đến cắt đường cân bằng tại điểm *b*. Từ điểm *b* hạ đường vuông góc *bd*. Điểm *d* đặc trưng cho thành phần của raphinat đi vào bậc thứ hai. Tam giác *abd* ứng với bậc thay đổi nồng độ thứ nhất. Từ điểm *d* kẻ đường thẳng *de* có độ dốc bằng - A/C_2 đến cắt đường cân bằng tại điểm *e* và hạ đường vuông góc *ef*, tam giác *def* ứng với bậc thay đổi nồng độ thứ hai. Tương tự như vậy ta xây dựng bậc thứ ba, thứ tư...

Lượng *A* và *C* được tính theo công thức (XI.24) và (XI.25). Về vấn đề xác định lượng dung môi thích hợp xem mục 28 và mục 32.

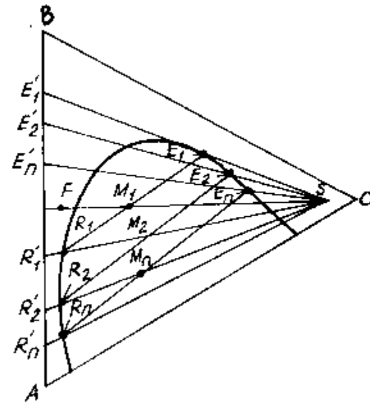
Tính toán trích ly nhiều bậc chéo dòng trên đồ thị tam giác

38. Về vấn đề xây dựng bậc thứ nhất trên đồ thị hình XI.14, sự lựa chọn vị trí điểm M_1 và xác định R_1, E_1 xem các mục từ 26 đến 29.

Từ bậc thứ nhất raphinat R_1 đi vào bậc thứ hai cùng với S_2. Hỗn hợp R_1 và S_2 đặc trưng bằng điểm M_2. Vị trí điểm M_2 được xác định theo qui tắc đòn bẩy như sau:

$$\frac{R_1}{M_2S} = \frac{S}{R_1M_2}$$

Qua điểm M_2 ta kẻ đường liên hợp và xác định E_2, R_2; đường R_2 $M2$ E_2 ứng với quá trình trích ly trong bậc thứ hai. Các bậc tiếp theo xây dựng tương tự như vậy.



Hình XI.14. Trích ly nhiều bậc chéo dòng trên đồ thị tam giác

c) Trích ly nhiều bậc ngược chiều

Phương pháp này được dùng nhiều nhất trong công nghiệp. Hệ thống thiết bị gồm nhiều bậc đặt nối tiếp nhau (h.XI.15a), hỗn hợp đầu F đi vào đầu này còn dung môi thứ S đi vào đầu kia của hệ thống và chuyển động ngược chiều nhau. Dung dịch trích cuối cùng E_1 ra khỏi thiết bị ở bậc một, còn raphinat cuối R_n thì ra khỏi thiết bị ở bậc cuối n. Như vậy ở bậc cuối (bậc n) raphinat R_{n-1} nghèo cấu tử cần trích ly B nhất tiếp xúc với dung môi thứ S tinh khiết (không chứa hoặc chứa rất ít cấu tử B), còn ở bậc một hỗn hợp đầu F chứa nhiều cấu tử B nhất lại tiếp xúc với dung dịch trích E_2 gần bão hòa, nhờ đó động lực của quá trình được san bằng ở cả hai đầu của hệ thống và đảm bảo được mức độ trích ly triệt để nhất. So với phương pháp nhiều bậc chéo dòng thì phương pháp nhiều bậc ngược chiều trong điều kiện cần đảm bảo độ tinh khiết của pha raphinat như nhau sẽ tốn ít dung môi hơn và cho lượng sản phẩm raphinat nhiều hơn (vì ít mất mát theo các dung dịch trích trung gian như trong phương pháp nhiều bậc chéo dòng), nhưng đòi hỏi số bậc trích ly nhiều hơn. Phương pháp nhiều bậc ngược chiều, do đó đảm bảo các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật cao hơn phương pháp nhiều bậc chéo dòng.

Trích ly nhiều bậc ngược chiều được tiến hành trong hệ thống thiết bị nhiều bậc - mỗi bậc gồm một thiết bị khuấy trộn và một thiết bị lắng để phân riêng hai pha - hoặc trong thiết bị loại tháp có cấu tạo khác nhau (xem phần thiết bị trích ly).

Tính toán trích ly nhiều bậc ngược chiều trên đồ thị tam giác

Ta thường gặp ba dạng bài toán như sau

- *Bài toán thứ nhất:*

39. Cho biết đường cân bằng, đường liên hợp, thành phần và lượng hỗn hợp đầu F, thành phần sản phẩm cuối R_c, E_c và tác nhân trích ly S. Cần xác định lượng dung môi tiêu tốn riêng S/F và số bậc trích ly.

40. Sơ đồ nguyên tắc của quá trình thể hiện ở hình XI.15a.

Ký hiệu $P = F - E_1$.

Phương trình cân bằng vật liệu chung có dạng:

$$F + S = R_n + E_1 = M \text{ hay } F - E_1 = R_n - S = P. \qquad \text{(XI.28)}$$

Đối với bậc thứ nhất:

$$F + E_2 = R_1 + E_1 \text{ hay } F - E_1 = R_1 - E_2 = P. \qquad \text{(XI.29)}$$

Đối với bậc thứ hai:

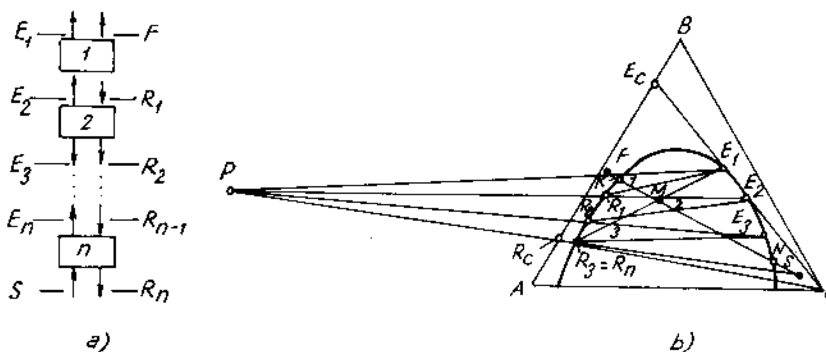
$$R_1 + E_3 = R_2 + E_2 \text{ hay } R_1 - E_2 = R_2 - E_3 = P. \qquad \text{(XI.30)}$$

Đối với bậc thứ *n:*

$$R_{n-1} + S = R_n + E_n \text{ hay } R_{n-1} - E_n = R_n - S = P. \qquad \text{(XI.31)}$$

Theo tính chất thứ tư của đồ thị tam giác (mục 10) thì các đường kéo dài E_1F, E_2R_1, E_3R_2, $S\ R_n$ sẽ gặp nhau tại điểm P - cực trích ly.

41. Để xác định số bậc trích ly khi biết các điểm E_1, F, S, R_n, ta kéo dài hai đường E_1F và SR_n đến gặp nhau tại điểm P (h.XI.15b). Điểm P là cực trích ly trong điều kiện đã cho.



Hình XI.15. Trích ly nhiều bậc ngược chiều trên đồ thị tam giác: a) sơ đồ nguyên tắc của quá trình; b) thể hiện quá trình trên đồ thị tam giác

Số bậc trích ly được xác định như sau:

Từ điểm E_1 ta vẽ đường liên hợp E_1R_1. Điểm R_1 đặc trưng cho thành phần raphinat ra khỏi bậc thứ nhất. Đường E_1R_1 ứng với bậc trích ly thứ nhất.

Sau đó từ điểm P kẻ đường thẳng qua R_1 đến cắt đường cân bằng tại điểm E_2. Từ điểm E_2 ta vẽ đường liên hợp E_2R_2. Điểm R_2 ứng với thành phần raphinat đi ra khỏi bậc thứ hai. Đường E_2R_2 ứng với bậc thứ hai.

Tương tự như vậy ta tiếp tục xây dựng cho đến khi có đường liên hợp RE nào đấy đi qua điểm R_n cho trước hay là nằm gần và dưới điểm đó.

Trong ví dụ hình XI.15, số bậc trích ly lý thuyết là ba.

42. Lượng dung môi tiêu tốn riêng xác định theo vị trí điểm M trên đường FS:

$$S/F = \overline{FM}/\overline{MS} \qquad \text{(XI.32)}$$

Điểm M là giao điểm của đường FS và R_nE_1.

- *Bài toán thứ hai:*

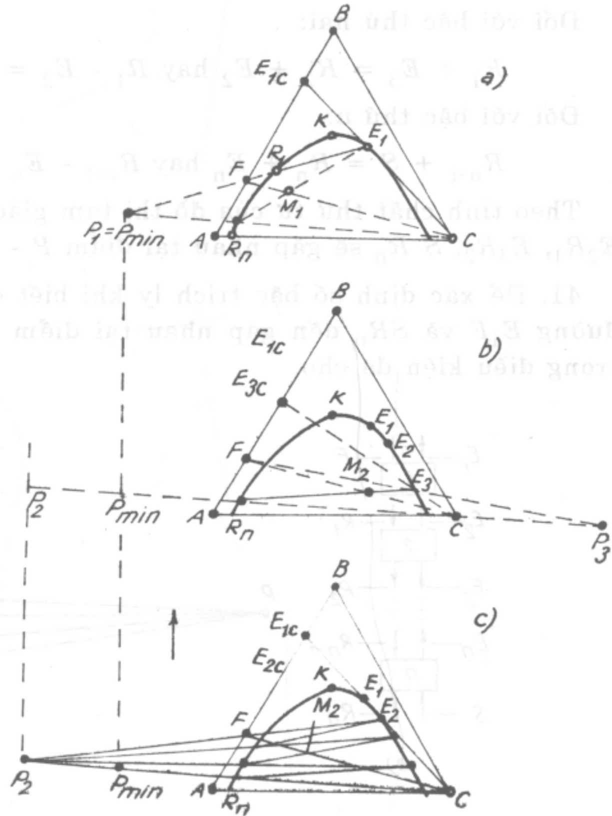
43. Cho biết đường cân bằng, đường liên hợp, thành phần và lượng hỗn hợp đầu F, thành phần và lượng tác nhân trích ly S, thành phần raphinat cuối. Cần xác

định thành phần dung dịch trích cuối và số bậc trích ly.

44. Trên hình XI.15b ta ghi điểm F và S, kẻ đường FS và theo qui tắc đòn bẩy ta xác định vị trí điểm M. Sau đó đặt điểm R_n lên đồ thị, kẻ đường R_nM đến cắt đường cân bằng tại E_1. Điểm E_1 ứng với thành phần dung dịch trích cuối cùng (lý thuyết) đi ra khỏi bậc một. Cách xây dựng số bậc trích ly thực hiện tương tự như trên.

- *Bài toán thứ ba:*

45. Cho biết đường cân bằng, đường liên hợp, thánh phần và lượng hỗn hợp đầu F thành phần raphinat cuối R_n và tác nhân trích ly. Cần xác định lượng tiêu tốn tối ưu tác nhân trích ly, thành phần dung dịch trích E_1 tương ứng và số bậc trích ly. Trong trường hợp này để xác định lượng dung môi thích hợp ta cần khảo sát hai trường hợp giới hạn: lượng dung môi tiêu tốn tối thiểu và tối đa (h.XI.16).



Hình XI.16. Xác định lượng dung môi tiêu tốn riêng thích hợp:

a) lượng dung môi tiêu tốn tối thiểu; b) lượng dung môi tiêu tốn tối đa; c) lượng dung môi tiêu tốn thực tế

46. Để xác định lượng dung môi tiêu tốn tối thiểu, ta tìm cực trích ly $P_1 = P_{min}$ (h.XI.16a). Điểm P_{min} là giao điểm của đường CR_n với đường thẳng đi qua F. Trong trường hợp này đường liên hợp R_1E_1 trùng với đường $P_{min}F$, do đó số bậc trích ly sẽ bằng vô cùng. Điểm M_1 nằm ở vị trí gần F nhất và tương ứng với lượng dung môi tối thiểu xác định như sau:

$$(C/F)_{min} = \overline{FM_1}/\overline{M_1C} \ . \qquad \text{(XI.33)}$$

47. Để xác định lượng dung môi tiêu tốn cực đại (khi trích ly một bậc) trên hình XI.16b, từ điểm R_n ta kẻ đường liên hợp R_nE_3 cắt đường FC tại điểm M_3. Điểm M_3 sẽ nằm ở vị trí xa F nhất, ứng với lượng dung môi tiêu tốn riêng cực đại xác định như sau:

$$(C/F)_{max} = \overline{FM_3}/\overline{M_3C} \ . \qquad \text{(XI.34)}$$

48. Khi trích ly nhiều bậc ngược chiều, điểm M phải nằm giữa hai điểm M_1 và M_3 trên đường FC, ví dụ ở điểm M_2 (h.XI.16c) lượng dung môi tiêu tốn riêng xác định như sau:

$$(C/F) = \overline{FM_2}/\overline{M_2C}.$$

Ta thấy giá trị C/F càng gần cực đại thì số bậc trích ly càng ít.

Để xác định lượng dung môi thích hợp nhất ta phải tiến hành tính toán nhiều lần với các giá trị C/F khác nhau để chọn.

Tính toán trích ly nhiều bậc ngược chiều trên đồ thị vuông góc $\bar{y}'$ - $\bar{x}'$

49. Tính toán trên đồ thị $\bar{y}'$ - $\bar{x}'$ được ứng dụng trong trường hợp khi mà số bậc trích ly rất lớn, ta khó xây dựng trên đồ thị tam giác.

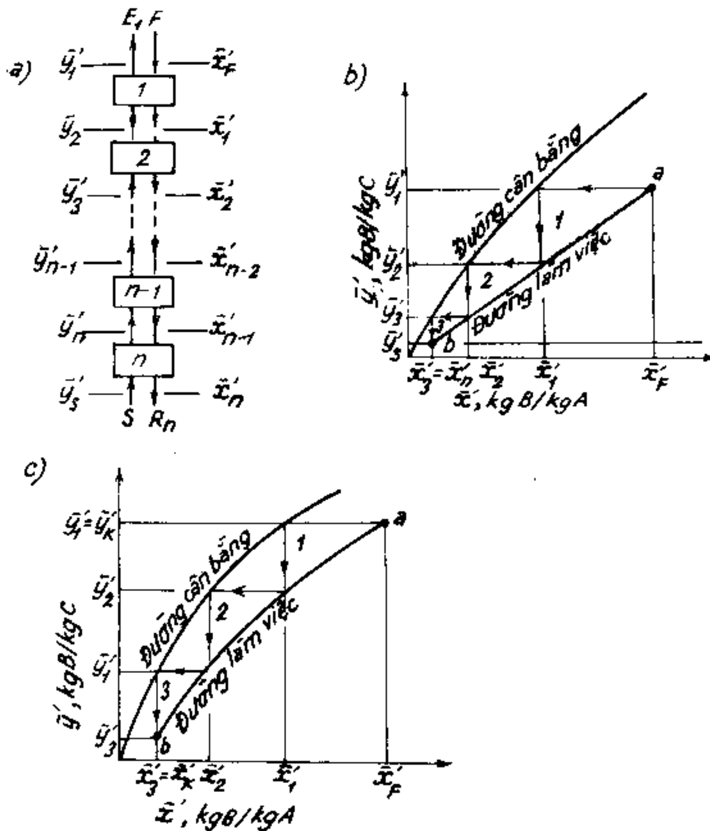
50. Có thể có hai trường hợp:

a) A và C không tan vào nhau.

Trong trường hợp này lượng A và C trong tất cả các bậc không thay đổi

Phương trình cân bằng vật liệu viết như sau:

- Đối với bậc n, cân bằng vật liệu chung là:



Hình XI.17. Trích ly nhiều bậc ngược chiều trên đồ thị vuông góc $\bar{y}'$ - $\bar{x}'$;
a) sơ đồ nguyên tắc; b) vẽ số bậc trong trường hợp A và C không tan vào nhau; c) vẽ số bậc trong trường hợp A và C có tan vào nhau một ít

$$F - R_n = E_1 - S ;$$

và cân bằng vật liệu đối với cấu tử cần trích ly là:

$$A(\overline{x}'_F - \overline{x}'_n) = C(\overline{y}'_1 - \overline{y}'_s) . \qquad (XI.35)$$

- Đối với bậc $(n - 1)$ cân bằng vật liệu chung có dạng:

$$F - R_{n-1} = E_1 - E_n;$$

và cân bằng vật liệu đối với cấu tử cần trích ly là:

$$A(\overline{x}'_F - \overline{x}'_{n-1}) = C(\overline{y}'_1 - \overline{y}'_n). \qquad (XI.36)$$

Từ phương trình (XI.36) ta thu được phương trình đường nồng độ làm việc ở dạng tổng quát là:

$$\overline{y}'_n = \frac{A}{C} . (\overline{x}'_{n-1} - \overline{x}'_F) + \overline{y}'_1 . \qquad (XI.37)$$

Phương trình (XI.37) là phương trình đường thẳng, tạo thành với trục hoành một góc α có:

$$tg\alpha = A/C . \qquad (XI.38)$$

Cách vẽ số bậc tương tự như đối với chưng luyện và hấp thụ. Thứ tự tiến hành như sau:

- vẽ đường cân bằng lên đồ thị;
- đặt điểm a với tọa độ $\overline{y}'_1$ và $\overline{x}'_F$;
- xác định góc nghiêng α theo A và C, từ điểm a kẻ đường ab ứng với góc nghiêng đó. Nếu không cho trước A và C thì phải cho trước $\overline{x}'_n$, khi đó đường ab được kẻ qua a và b, với tọa độ điểm b là $\overline{y}'_s$ và $\overline{x}'_n$;
- kẻ số bậc có thể bắt đầu từ điểm a hay điểm b (h.XI.17b).

b) A và C có tan vào nhau một ít

Trong trường hợp này lượng A và C trong mỗi bậc có thay đổi nên đường làm việc là đường cong chứ không thể là đường thẳng.

Đường làm việc được xây dựng trên cơ sở đồ thị tam giác (ví dụ theo hình XI.15).

Đường cân bằng thể hiện quan hệ nồng độ cân bằng giữa hai pha (R_1 và E_1, R_2 và E_2...).

Đường làm việc thể hiện quan hệ nồng độ cấu tử B trong các pha không cân bằng giữa các bậc (R_1 và E_2, R_2 và E_3...).

Để vẽ đường làm việc, ta kẻ một chùm đường thẳng từ điểm P ở đồ thị tam giác (h.XI.15), ta có các cặp tương ứng R_n và E_{n+1} từ đó xác định các giá trị tương ứng x', y' của đường làm việc (h.XI.17c)

Cách vẽ số bậc giống như ở hình XI.17b.

Chú ý rằng đường cân bằng và đường làm việc không được cắt nhau. Nếu đường cân bằng và đường làm việc cắt nhau thì số bậc sẽ là vô cùng lớn.

Tính toán trích ly nhiều bậc ngược chiều trên đồ thị vuông góc $\overline{Z}$ - $\overline{Y}$, $\overline{X}$ và $\overline{Y}$ - $\overline{X}$

51. Trên hình XI.18 biểu thị phương pháp xác định số bậc trích ly (số bậc lý thuyết).

Trong trường hợp này cũng cần xác định cực trích ly P như ở đồ thị tam giác.

Trong trường hợp như được thể hiện trên hình XI.18 trong F không chứa C và trong C không chứa F, nghĩa là không chứa A và B, ta có $S = C$. Điểm P cũng là giao điểm của hai đường SR_n và FE_1.

52. Vẽ bậc thứ nhất. Qua điểm r_3 ta kẻ đường nằm ngang đến cắt đường chéo góc tại điểm e_3, từ e_3 kẻ đường thẳng đứng đến gặp nhánh trên của đường cân bằng $\overline{z} = f(\overline{Y})$ tại điểm E_3.

Nối R_3E_3, đường R_3E_3 ứng với bậc trích ly thứ nhất.

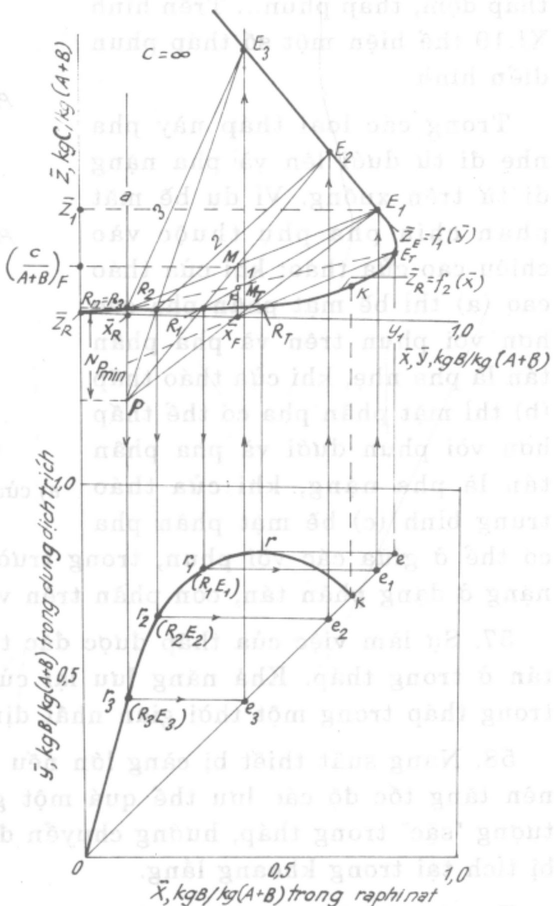
53. Vẽ bậc thứ hai. Nối E_3P ta được giao điểm R_2 ở nhánh dưới $\overline{z} = f(\overline{X})$] của đường cân bằng. Từ điểm R_2 ta kẻ các đường R_2r_2, r_2e_2, e_2E_2. Nối R_2E_2 ta được bậc trích ly lý thuyết thứ hai.

Tương tự như vậy ta xây dựng các bậc tiếp theo. Trong ví dụ hình XI.18 ta thu được ba bậc trích ly lý thuyết.

54. Lượng dung môi tiêu tốn riêng xác định bằng đoạn $\overline{MF}$ - tung độ z của điểm M và biểu thị bằng đại lượng $\left(\dfrac{C}{A+B}\right)_F$ - quan hệ giữa khối lượng tác nhân trích ly nguyên chất với khối lượng cấu tử $A + B$ trong hỗn hợp đầu. Điểm M là giao điểm của đường E_1R_n và đường thẳng đứng đi qua F.

Để xác định lượng dung môi tiêu tốn riêng tối thiểu lý thuyết $\left(\dfrac{C}{A+B}\right)_{min}$ ta cần kẻ đường thẳng đi qua F sao cho trùng với đường liên hợp nào đó, ví dụ đường liên hợp R_TE_T. Sau đó kéo dài R_TE_TF đến gặp đường thẳng đứng đi qua R_n. Giao điểm của hai đường thẳng đó là điểm P_{min} cần tìm. Điểm M giờ đây chuyển đến M_T. Đoạn FM_T ứng với lượng dung môi tiêu tốn tối thiểu.

Trong thực tế, ta lấy lượng dung môi tiêu tốn riêng lớn hơn lượng dung môi tiêu tốn tối thiểu, nghĩa là $MF > M_TF$.



Hình XI.18. Tính toán trích ly nhiều bậc ngược chiều trên đồ thị vuông góc $\overline{Z}$ - $\overline{Y}$, $\overline{X}$ và $\overline{Y}$ - $\overline{X}$

55. Nhờ đồ thị vuông $\overline{Z}$ - $\overline{Y}$, $\overline{X}$ ta có thể xác định được quan hệ giữa lượng tác nhân trích ly tiêu tốn chung C_o và lượng cấu tử A và B trong raphinat cuối.

$$\frac{C_o}{(A + B)R_c} = N + Z_R; \qquad (XI.39)$$

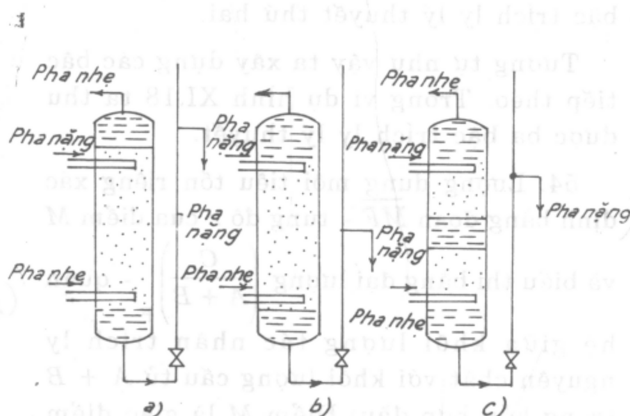
trong đó Z_R - quan hệ giữa lượng dung môi C với tổng $(A + B)$ trong raphinat cuối, $\frac{kgC_R}{kg(A + B)R_c}$; N - khoảng cách từ trục hoành đến cực P đo theo tỉ lệ của $\overline{Z}$ trên hình XI.18.

Đại lượng tối thiểu $\left[\frac{C_o}{(A+B)R_c}\right]_{min}$ ứng với cực trích ly tối thiểu P_{min}.

§2. Trích ly tiếp xúc liên tục

56. Trích ly tiếp xúc liên tục thường được thực hiện trong các loại tháp làm việc liên tục ngược chiều như tháp đệm, tháp phun... Trên hình XI.19 thể hiện một số tháp phun điển hình.

Trong các loại tháp này pha nhẹ đi từ dưới lên và pha nặng đi từ trên xuống. Ví dụ bề mặt phân chia pha phụ thuộc vào chiều cao cửa tháo: khi cửa tháo cao (a) thì bề mặt phân pha cao hơn vòi phun trên và pha phân tán là pha nhẹ, khi cửa tháo thấp (b) thì mặt phân pha có thể thấp hơn vòi phun dưới và pha phân tán là pha nặng, khi cửa tháo trung bình (c) bề mặt phân pha có thể ở giữa các vòi phun, trong trường hợp này phần dưới vòi phun trên pha nặng ở dạng phân tán, còn phần trên vòi phun dưới pha nhẹ ở dạng phân tán.



Hình XI.19. Sơ đồ làm việc của tháp phun:
a) cửa tháo cao; b) cửa tháo thấp; c) cửa tháo trung bình

57. Sự làm việc của tháp được đặc trưng bằng khả năng lưu lại của pha phân tán ở trong tháp. Khả năng lưu lại của pha phân tán là lượng pha phân tán ở trong tháp trong một thời gian nhất định.

58. Năng suất thiết bị càng lớn nếu tốc độ các lưu thể càng lớn, nhưng không nên tăng tốc độ các lưu thể quá một giới hạn nhất định vì có thể sinh ra hiện tượng "sặc" trong tháp, hướng chuyển động của các pha sẽ thay đổi và các pha sẽ bị tích tại trong khoang lắng.

Tốc độ giới hạn được xác định phụ thuộc vào kiểu thiết bị. Tốc độ làm việc lấy khoảng 80 - 90% tốc độ sặc. Đường kính tháp xác định theo tốc độ làm việc của pha liên tục.

D. MỘT SỐ THIẾT BỊ TRÍCH LY CHỦ YẾU

§1. Thiết bị trích ly tiếp xúc liên tục

59. *Tháp phun*(h.XI.19). Tháp làm việc có hiệu quả cao khi tốc độ làm việc của pha liên tục lớn. Tuy nhiên khi tốc độ tương đối của các giọt của pha phân tán so với pha liên tục đạt được 75% tốc độ rơi tự do trong môi trường pha liên tục đứng yên (tính theo định luật Stôc) thì bắt đầu có hiện tượng sặc. Tốc độ của pha liên tục trong tháp phun khoảng 0,004 - 0,009 m/s, đường kính hạt từ 1 - 10 mm.

60. *Tháp có tấm ngăn*. Sơ đồ tháp thể hiện ở hình XI.20. Tấm ngăn có dạng hình vành khăn hay hình viên phân. Diện tích tấm ngăn chiếm khoảng 70% diện tích tiết diện tháp.

Khoảng cách giữa các tấm từ 75 - 100mm. Số tấm ngăn có thể đến 100. Tổng tốc độ của các lưu thể là:

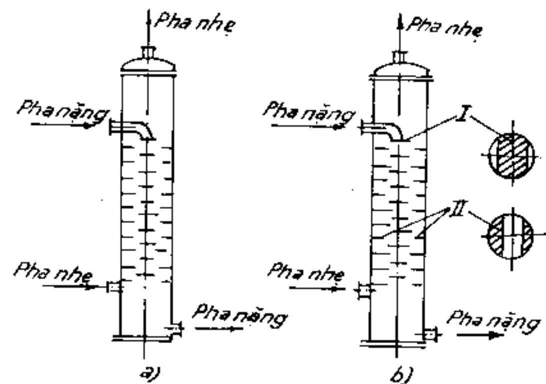
$$\omega = \omega_x + \omega_y = 0{,}006 \div 0{,}02\text{m/s}; \qquad \text{(XI.40)}$$

trong đó ω_x và ω_y - tốc độ của raphinat và dung dịch trích, m/s. Khi khoảng cách giữa các tấm ngăn cạnh nhau từ 45 đến 125 mm và đường kính tháp từ 0,9 đến 1,8m thì hiệu suất của tấm ngăn khoảng 5 - 10%. Tháp có tấm ngăn được ứng dụng trong trường hợp không cần độ phân tách cao.

61. *Tháp đệm*. Tháp này chẳng khác gì tháp hấp thụ loại đệm. Loại đệm dùng phổ biến nhất là đệm sứ. Mỗi lớp đệm có chiều cao bằng 2 - 10 đường kính tháp. Khoảng trống giữa các lớp đệm gây nên sự khuấy trộn chất lỏng, do đó có ảnh hưởng tốt đến quá trình trích ly. Để giảm ảnh hưởng của thành tháp quan hệ giữa đường kính tháp và đường kính đệm phải đảm bảo tỉ lệ sau [40.773]:

$$D/d \geq 8; \qquad \text{(XI.41)}$$

D - đường kính tháp; d - đường kính đệm.



Hình XI.20. Tháp có tấm ngăn:
a) tấm ngăn đĩa - vành khăn;
b) tấm ngăn viên phân

Trong nhóm các thiết bị trích ly tiếp xúc liên tục và theo nguyên tắc trọng lực tháp đệm được coi là có hiệu suất cao nhất. Để đảm bảo hiệu suất cao nhất tháp phải làm việc ở chế độ nhũ tương hoặc phải cho tốc độ pha liên tục đạt tới 80-90% giá trị giới hạn.

62. Tốc độ đảo pha trong tháp đệm ω_s (bắt đầu sặc) được xác định theo công thức sau [40.773]:

$$\lg\left[\frac{\omega_s^2\sigma}{gV_{td}^3}\cdot\frac{\rho c}{\Delta\rho}\left(\frac{\mu_c}{\mu_o}\right)^{0,16}\cdot\left(\frac{\sigma_{c-p}}{\sigma_{c-k}+\sigma_{p-k}}\right)^{0,2}\right] =$$

$$= -\ 0{,}474 - 1{,}75 \left(\frac{V_p}{V_c}\right)^{1/4} \cdot \left(\frac{\rho_c}{\rho_p}\right)^{1/8} ; \qquad \text{(XI.42)}$$

trong đó ω_s - tốc độ của pha liên tục tính theo toàn bộ tiết diện tháp, m/s; σ - bề mặt riêng của đệm, m^2/m^3; V_{td} - thể tích tự do của đệm, m^3/m^3; ρ_c, ρ_p - khối lượng riêng của pha liên tục và pha phân tán kg/m^3; $\Delta\rho$ - hiệu số khối lượng riêng giữa hai pha, kg/m^3; μ_c - độ nhớt pha liên tục, kg/m.s; μ_o - độ nhớt của nước $= 1.10^{-3}$ kg/m.s; σ_{c-p} - sức căng bề mặt giữa pha liên tục và pha phân tán, N/m; σ_{c-k} và σ_{p-k} - sức căng bề mặt giữa pha liên tục và không khí, pha phân tán - không khí, N/m; V_p, V_c - tốc độ thể tích của pha phân tán và pha liên tục m^3/m^2s

63. Trong tháp làm việc ở chế độ nhũ tương, tốc độ giới hạn ω_o bằng [40.773]:

$$\lg \left[\frac{\omega_o^2\sigma}{gV_{td}^3} \cdot \frac{\rho_n}{\Delta\rho} \left(\frac{\mu_c}{\mu_o}\right)^{0,16} \cdot \left(\frac{\sigma_{c-p}}{\sigma_{c-k} + \sigma_{p-k}}\right)^{0,2}\right] =$$

$$= 0{,}079 - 1{,}75 \left(\frac{V_T}{V_n}\right)^{1/4} \left(\frac{\rho_n}{\Delta\rho}\right)^{1/8} ; \qquad \text{(XI.43)}$$

trong đó ω_o - tốc độ pha nhẹ tính theo toàn bộ tiết diện tháp, m/s; ρ_n - khối lượng riêng của pha nhẹ, kg/m^3; V_T, V_n - tốc độ thể tích của pha nặng và pha nhẹ, $m^3/m^2.s$.

64. Đường kính tháp đệm xác định theo tốc độ pha liên tục tính cho toàn tiết diện tháp. Nếu pha liên tục không phải pha nhẹ mà là pha nặng thì vận tốc pha năng ω_T được xác định theo quan hệ sau:

$$\omega_T/\omega_n = V_T/V_n. \qquad \text{(XI.44)}$$

65. Chiều cao tương đương tối thiểu h_{min} của lớp đệm (tương đương một bậc lý thuyết) ở gần chế độ sặc có thể xác định sơ bộ theo công thức sau:

$$\frac{h_{min}}{d_{td}} = 24 \left(\frac{\omega_n}{gd_{td}}\right)^{-0,2} ; \qquad \text{(XI.45)}$$

trong đó $d_{td} = \frac{4V_{td}}{\sigma}$ - đường kính tương đương của đệm, m; ω_n - tốc độ pha nhẹ, m/s.

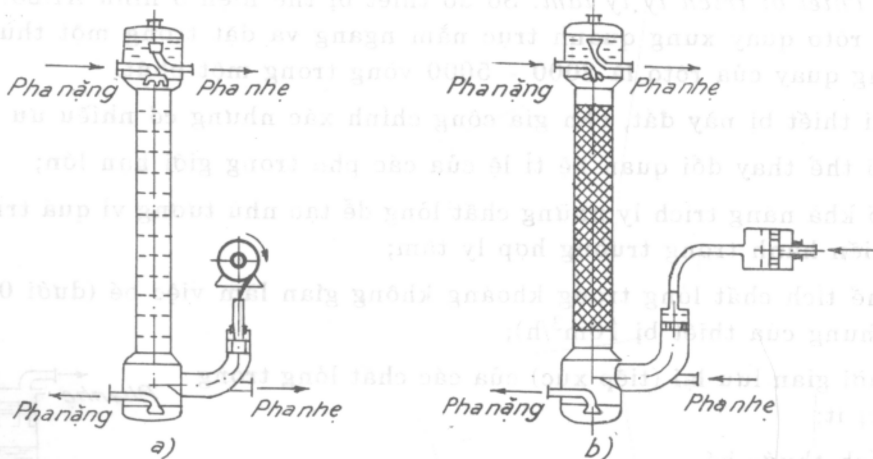
66. Chiều cao lớp đệm tương đương với một bậc lý thuyết khi tháp làm việc ở chế độ bình thường có thể xác định gần đúng như sau:

$$h_{td} = (1{,}5 \div 2)h_{min} \qquad \text{(XI.46)}$$

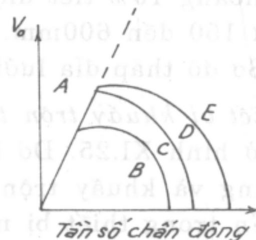
67. *Tháp có gây mạch động* (dao động mạch nhịp). Sơ đồ tháp có gây mạch động thể hiện ở hình XI.21.

Nhờ có mạch động mà sinh ra các dòng xoáy làm tăng độ phân tán, do đó hiệu quả trích ly tăng lên nhiều.

Tháp có gây mạch động thường dùng là tháp lưới có hoặc không có ống chảy chuyền. Tháp đệm và tháp phun ít được dùng hơn. Tháp trích ly mạch động cũng thích hợp cho các chất lỏng có cặn bẩn vì mạch động làm tăng quá trình lắng cặn xuống đáy tháp.

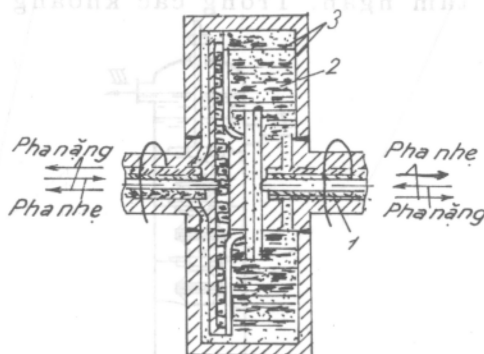


Hình XI.21. Tháp trích ly có gây mạch động:
a) tháp lưới với bộ phận gây mạch động kiểu pittông;
b) tháp đệm với bộ phận gây mạch động bằng khí nén



Hình XI.22. Đặc trưng thủy động lực của tháp lưới có gây mạch động: *A* - chế độ sặc do mạch động yếu; *B* - chế độ dịch chuyển và lắng, đặc trưng bằng sự phân pha thành các lớp lỏng trên đĩa; *C* - chế độ nhũ tương, đặc trưng bằng sự phân tán đồng nhất và độ phân tán các pha ít biến đổi trong một chu kỳ dao động; *D* - chế độ không ổn định; *E* - chế độ sặc do mạch động quá mạnh

68. Khi biên độ dao động không đổi chế độ làm việc của tháp phụ thuộc vào tần số dao động. Với tháp đĩa lưới không có ống chảy chuyền có năm chế độ làm việc. Trên h.XI.22 thể hiện một cách nguyên tắc các chế độ làm việc của tháp lưới có gây mạch động phụ thuộc vào tổng tốc độ thể tích ($m^3/m^2.s$) của các pha tính cho toàn tiết diện tháp khi biên độ dao động không đổi.



Hình XI.23. Thiết bị trích ly ly tâm:
1- trục; 2- rôto; 3- tấm ngăn xoắn ốc có lỗ

Từ hình vẽ ta thấy rằng đối với tháp mạch động có tồn tại một chế độ làm việc thích hợp ứng với biên độ và tần số dao động thích hợp. Tháp đệm có mạch động đạt được hiệu quả cao nhất khi tần số dao động là 250 chu kỳ trong một phút và biên độ dao động là 1mm.

69. Thiết bị trích ly ly tâm. Sơ đồ thiết bị thể hiện ở hình XI.23. Bộ phận chủ yếu là rôto quay xung quanh trục nằm ngang và đặt trong một thùng đứng yên. Số vòng quay của rôto là 2000 - 5000 vòng trong một phút.

Loại thiết bị này đắt, cần gia công chính xác nhưng có nhiều ưu điểm:

- có thể thay đổi quan hệ tỉ lệ của các pha trong giới hạn lớn;

- có khả năng trích ly những chất lỏng dễ tạo nhũ tương vì quá trình phân tách được tiến hành trong trường hợp ly tâm;

- thể tích chất lỏng trong khoảng không gian làm việc bé (dưới 0,4% khi năng suất chung của thiết bị $10m^3/h$);

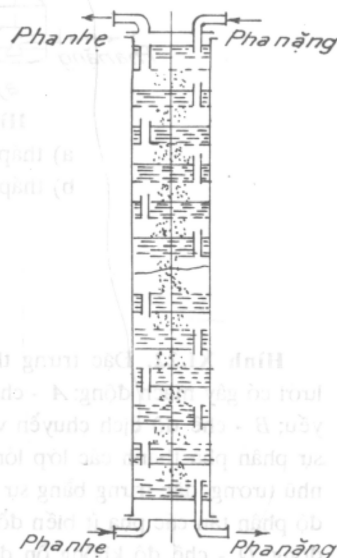
- thời gian lưu lại (tiếp xúc) của các chất lỏng trong thiết bị ít;

- kích thước bé.

§2. Thiết bị trích ly tiếp xúc từng bậc

70. *Tháp đĩa*. Loại tháp thường dùng nhất là tháp đĩa lưới. Tháp chóp không dùng vì hiệu quả thấp.

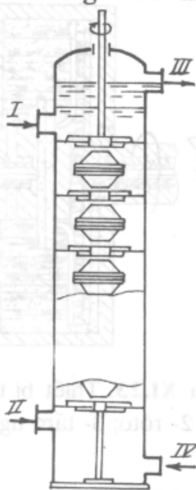
Đường kính lỗ lưới từ 1,5 đến 9mm, tiết diện tự do của đĩa khoảng 10% tiết diện tháp. Khoảng cách giữa các đĩa từ 150 đến 600mm. Hiệu quả của tháp không cao lắm. Sơ đồ tháp đĩa lưới thể hiện ở hình XI.24.



Hình XI.24. Tháp lưới

71. *Thiết bị khuấy trộn thẳng đứng*. Sơ đồ thiết bị thể hiện ở hình XI.25. Đó là một tháp chia ra nhiều khoang lắng và khuấy trộn nối tiếp nhau. Chất lỏng vận chuyển trong thiết bị nhờ bơm hay nhờ các cánh khuấy cùng quay trên một trục chung.

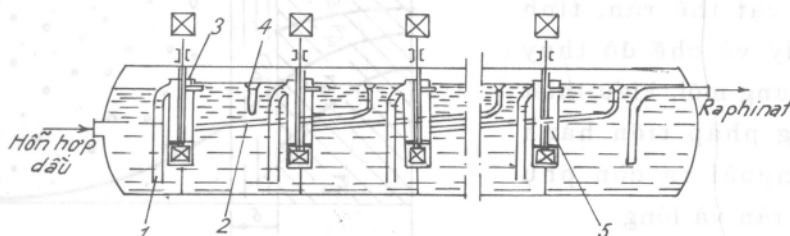
Tháp hình XI.25a gồm nhiều khoang ngăn cách bởi các tấm ngăn. Trong các khoang có cánh khuấy



Hình XI.25. Thiết bị trích ly khuấy trộn thẳng đứng

tuốc-bin cùng quay trên trục chung. Quá trình phân tách xảy ra ở vùng không gian quanh cánh khuấy. Pha nặng chuyển động về phía trục theo lỗ hút ở các tuốc bin đi xuống dưới. Pha nhẹ theo các ống chuyền ở tấm ngăn đi lên phía trên. Tháp hình XI.25b gồm nhiều khoang khuấy trộn và lắng nối tiếp nhau. Trong khoang lắng (cao khoảng 0,3m và lớn hơn) người ta xếp đệm bằng lưới kim loại cuộn lại, diện tích lỗ lưới chiếm 97 - 98% diện tích chung của lưới. Trong các khoang khuấy có cánh khuấy mái chéo cùng quay trên một trục chung.

72. *Thiết bị khuấy trộn nằm ngang*. Sơ đồ thiết bị thể hiện ở hình XI.26. Đó là thiết bị nằm ngang gồm nhiều khoang. Trong mỗi khoang có phòng lắng và phòng khuấy trộn. Cánh khuấy làm việc với chức năng vừa khuấy vừa bơm.



Hình XI.26. Thiết bị trích ly khuấy trộn nằm ngang:
1- ống chảy chuyền dẫn dung dịch vào phòng khuấy; 2- ống chảy chuyền dẫn dung dịch trích vào phòng khuấy; 3- ống dẫn hỗn hợp vào phòng lắng; 4- cửa dẫn dung dịch trích ra; 5- cửa cho dung môi vào

Thiết bị này cũng làm việc theo kiểu ngược chiều. Tốc độ chuyển động của chất lỏng chỉ phụ thuộc vào tốc độ tiếp liệu.

Loại thiết bị này làm việc tương đối tốt.

§3. So sánh và lựa chọn các thiết bị trích ly

73. Các thiết bị trích ly loại tiếp xúc liên tục và loại tiếp xúc từng bậc không có bộ phận khuấy trộn (tháp phun, tháp đệm, tháp đĩa lưới) nói chung hiệu suất thấp. Tuy nhiên chúng vẫn được dùng rộng rãi trong công nghiệp do cấu tạo đơn giản, năng suất cao và chịu được các môi trường ăn mòn.

74. Các thiết bị trích ly có khuấy trộn cưỡng bức do đảm bảo cường độ chuyển khối rất cao nên ngày càng được dùng rộng rãi hơn trong công nghiệp. Trong sản xuất lớn - nơi đòi hỏi có số đơn vị chuyển khối trung bình, có thể dùng tháp trích ly với cánh khuấy loại rôto đĩa quay.

Nhược điểm của loại thiết bị trích ly có khuấy trộn cơ khí là khó dùng cho môi trường ăn mòn hay chất lỏng phóng xạ. Để khắc phục nhược điểm này trong khi vẫn muốn đảm bảo cường độ chuyển khối cao thì người ta dùng loại có gây mạch động.

75. So sánh các thiết bị trích ly về mặt hiệu suất, các chỉ tiêu vận hành của các loại thiết bị khác nhau, hướng dẫn cách lựa chọn kiểu thiết bị trích ly có thể

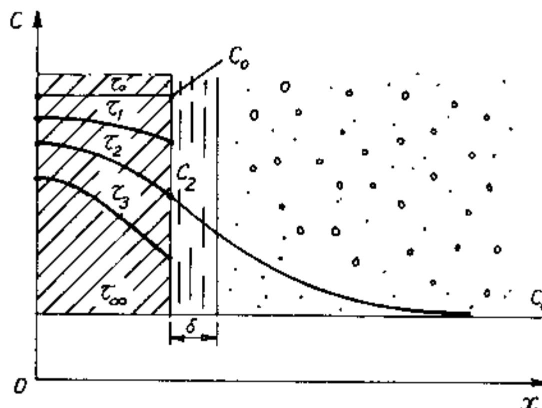
xem trong các tài liệu chuyên môn [14, 31, 32, 43, 61, 63, 64].

II. TRÍCH LY CHẤT RẮN

§1. Các khái niệm

1. Định nghĩa: Quá trình hòa tan chọn lọc một hoặc một số cấu tử của chất rắn bằng một chất lỏng gọi là quá trình trích ly rắn - lỏng.

Tốc độ của quá trình này phụ thuộc rất nhiều yếu tố như: hình dạng, kích thước, thành phần, cấu trúc bên trong của vật thể rắn, tính chất hóa lý và chế độ thủy động của dung môi, kiểu thiết bị, phương pháp tiến hành trích ly; ngoài ra còn phụ thuộc tỉ lệ rắn và lỏng...



Hình XI.27. Sự phân bố nồng độ trong các pha của quá trình chuyển khối trong hệ rắn - lỏng

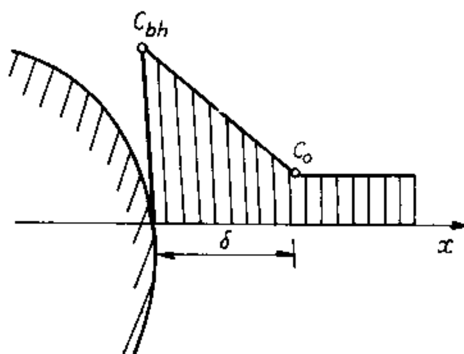
2. Trạng thái cân bằng: Trạng thái cân bằng đạt được khi thế hóa của cấu tử hòa tan ở trong chất rắn bằng thế hóa của nó trong dung dịch ở cùng nhiệt độ. Khi đó nồng độ của dung dịch tương ứng với nồng độ bão hòa gọi là độ hòa tan. Các số liệu về độ hòa tan của các chất phụ thuộc vào nhiệt độ cho trong các tài liệu tham khảo.

Phương trình cấp khối có dạng:

$$\frac{dM}{D\tau} = \beta F\ (C_{bh} - C_o); \qquad \text{(XI.47)}$$

trong đó M- lượng cấu tử phân bố; F - bề mặt tiếp xúc pha ở thời điểm τ; β - hệ số cấp khối; C_{bh} - nồng độ cấu tử hòa tan ở bề mặt chất rắn, ở đây cân bằng được thiết lập rất nhanh; C_o - nồng độ trung bình chất rắn hòa tan ở trong dung dịch.

3. Cơ chế của quá trình. Quá trình chuyển khối trong hệ rắn - lỏng rất phức tạp. Sơ đồ đơn giản thể hiện ở hình XI.27 và hình XI.28.



Hình XI.28. Sự thay đổi nồng độ của cấu tử hòa tan ở khu vực sát bề mặt vật thể rắn

Các hình này cho biết sự thay đổi nồng độ lớn nhất là ở lớp biên.

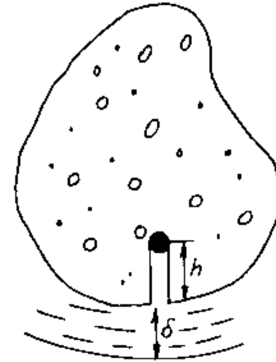
Khuyết tán có chiều dày δ.

Theo định luật Phic thì:

$$\frac{dM}{d\tau} = DF \frac{C_{bh} - C_o}{\delta}; \qquad \text{(XI.48)}$$

D - hệ số khuếch tán phân tử

Từ công thức (XI.47) và (XI.48) ta có: hệ số cấp khối $\beta = D/\delta$ tỉ lệ nghịch với chiều dày của lớp màng chảy dòng δ ở sát bề mặt vật thể rắn, tức là phụ thuộc vào chế độ thủy động của dung môi.



Hình XI.29. Xác định tốc độ quá trình trích ly

Ngoài ra, kích thước các hạt rắn càng giảm thì tốc độ quá trình trích ly càng tăng, do tăng bề mặt tiếp xúc pha và giảm đoạn đường khuếch tán bên trong các hạt rắn. Tuy nhiên, kích thước các hạt rắn càng giảm thì năng lượng tiêu tốn cho quá trình nghiền càng tăng, do đó phải chọn kích thước hạt rắn thích hợp.

Tỉ lệ giữa lượng dung môi và lượng chất rắn ảnh hưởng lớn đến tốc độ khuếch tán. Tỉ lệ này càng tăng tốc độ khuếch tán và khả năng tách triệt để cấu tử phân bố càng tăng, nhưng tiêu tốn năng lượng để tách cấu tử phân bố trong dung môi càng tăng. Do đó phải chọn tỉ lệ giữa lượng dung môi và lượng chất rắn thích hợp.

Trong quá trình trích ly chất rắn, dung môi phải xâm nhập vào trong các mao quản của chất rắn để tác dụng với cấu tử phân bố, nên tốc độ của toàn bộ quá trình giảm nhanh. Tốc độ quá trình trích ly được quyết định bởi tốc độ khuếch tán bên trong. Tương ứng với hình XI.29, tốc độ của quá trình trích ly chất rắn là:

$$\frac{dM}{d\tau} = \frac{DF}{\delta \pm h}(C_{bh} - C_o). \qquad \text{(XI.49)}$$

Trường hợp này khuấy trộn bình thường không có ảnh hưởng đến tốc độ của toàn bộ quá trình, bởi vậy người ta phải tiến hành trích ly trong các thiết bị đặc biệt như thiết bị có dao động mạch nhịp, thiết bị làm việc ở áp suất cao.

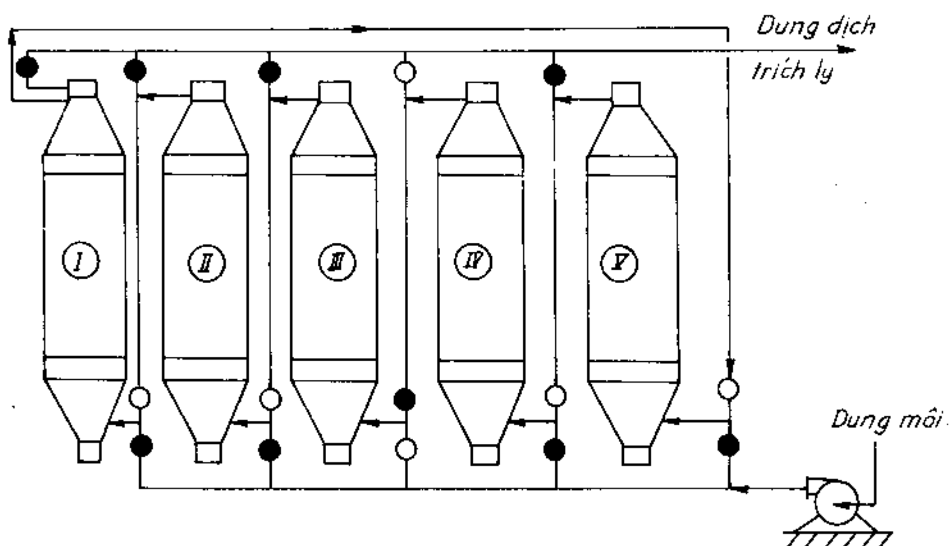
§2. Trích ly trong các thiết bị với lớp vật liệu rắn đứng yên

Quá trình trích ly chất rắn có thể tiến hành bằng nhiều phương pháp, bằng nhiều loại thiết bị khác nhau, nhưng chúng đều có các yêu cầu chung sau:

- Năng suất riêng lớn, (lượng dung dịch trích trên một đơn vị thể tích làm việc của thiết bị lớn);
- Có khả năng thu được nồng độ cấu tử phân bố trong dung dịch trích cao;

- Tiêu hao năng lượng cho một đơn vị dung dịch trích ly bé.

Quá trình trích ly trong các thiết bị với lớp vật liệu rắn đứng yên có thể tiến hành trong hệ một bậc hay nhiều bậc. Ví dụ, trong hệ thống nhiều bậc (h.XI.30), vật liệu rắn cần trích ly được chất đầy vào các nồi *I, II, III*..., dung môi trích được bơm lần lượt qua các nồi *III, II, V, IV*. Dung môi chảy qua lớp vật liệu theo nguyên lý của quá trình lọc, dung dịch trích sau khi đi qua nồi cuối cùng được dẫn vào thiết bị hoàn nguyên dung môi (không vẽ trên sơ đồ). Số nồi được quyết định bởi yêu cầu của nồng độ cấu tử phân bố trong raphinat và trong dung dịch trích thường từ 5 ÷ 15 nồi. Quá trình trích ly được tiến hành cho đến khi nào nồi đầu tiên (nồi *V*) đạt nồng độ cấu tử phân bố theo yêu cầu thì điều chỉnh hệ thống van để dung môi không vào nồi *V*, ta tiến hành tháo bã và nạp nguyên liệu vào nồi *V*. Cứ lần lượt như vậy, trong hệ thống làm việc liên tục luôn luôn có một nồi tháo bã và nạp nguyên liệu.

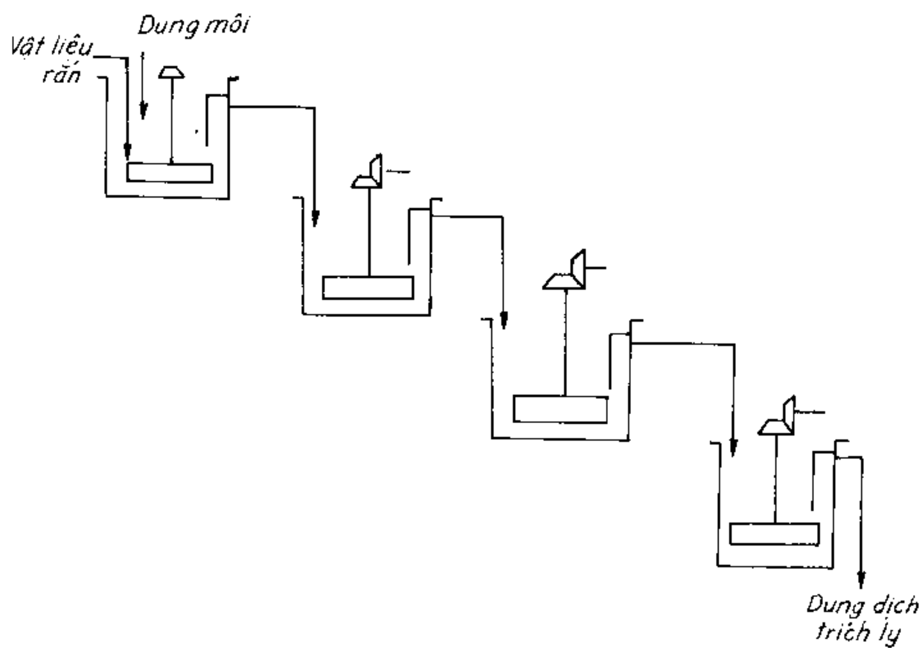


Hình XI.30. Sơ đồ trích ly chất rắn nhiều bậc:
● - van đóng; O - van mở

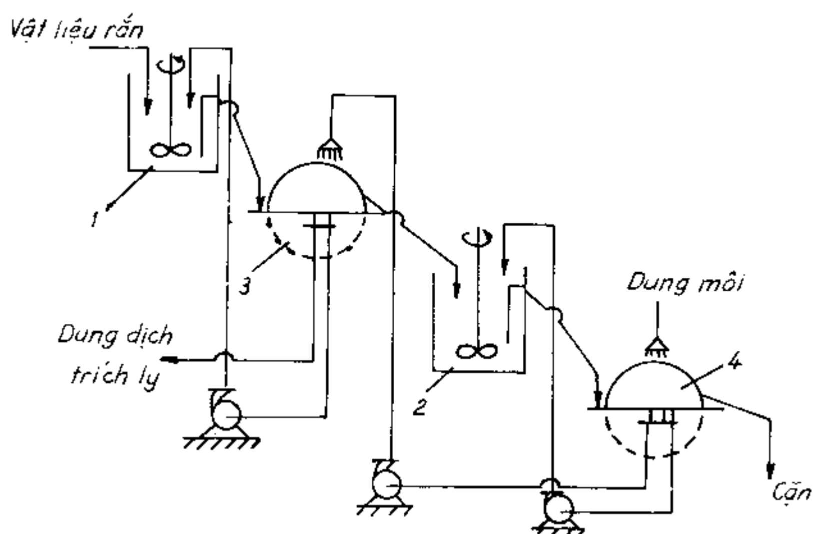
Nhược điểm chung của các thiết bị trích ly chất rắn với lớp vật liệu đứng yên là năng suất thấp, hiệu quả tách không cao.

§3. Trích ly trong các thiết bị với lớp vật liệu rắn chuyển động

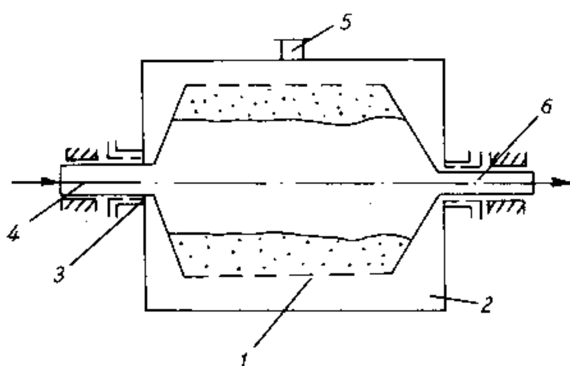
Quá trình được tiến hành trong nhiều dây chuyền và thiết bị khác nhau như: các thiết bị khuấy trộn, thiết bị khuấy trộn cùng thiết bị lọc tách bã, thiết bị tầng sôi... Ưu điểm chung của phương pháp trích ly này là năng suất lớn, hiệu quả tách cao.



Hình XI.31. Sơ đồ hệ thống thiết bị trích ly chất rắn có cánh khuấy



Hình XI.32. Sơ đồ hệ thống thiết bị trích ly chất rắn làm việc theo nguyên tắc ngược chiều: 1,2 - thiết bị khuấy; 3, 4 - lọc chậm không thùng quay



Hình XI. 33. Thiết bị trích ly ly tâm với lớp lỏng giả: 1 - thùng quay thành đục lỗ; 2 - vỏ kín đứng yên; 3 - vòng chèn vít kín; 4 - ống nạp vật liệu rắn; 5- ống nạp dung môi; 6 - ống tháo dung dịch trích

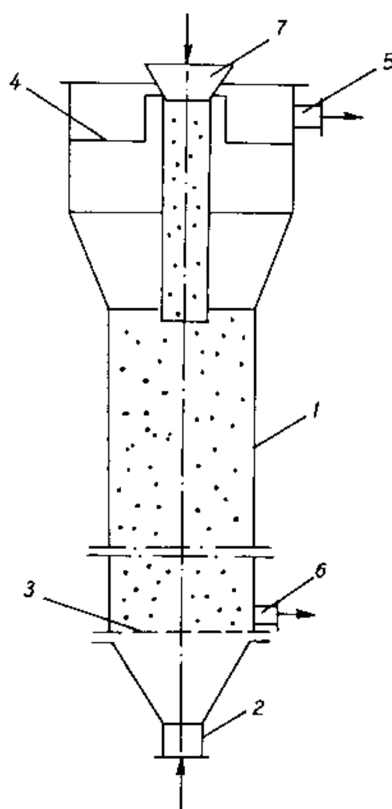
§4. Tính toán trích ly chất rắn

1. *Đồ thị tam giác vuông*. Cho đến nay còn rất thiếu các dữ kiện để tính toán quá trình trích ly chất rắn trên cơ sở các quan hệ động học tổng quát. Ở đây trình bày phương pháp xác định số bậc lý thuyết trên đồ thị tam giác vuông.

Ta coi vật liệu rắn ban đầu bao gồm: các chất rắn không hòa tan *A*, cấu tử hòa tan *B*, dung dịch trích ly *S*.

Kết quả quá trình trích ly ta thu được dung dịch trích gồm dung môi trích *S* hòa tan một phần cấu tử *B* và raphinat gồm cấu tử *A* không hòa tan chứa một lượng cấu tử *B* hòa tan trong dung môi *S*. Tất cả các điểm nằm trên các cạnh của tam giác vuông đều biểu diễn thành phần hỗn hợp hai cấu tử. Các điểm nằm trong tam giác biểu diễn thành phần hỗn hợp ba cấu tử.

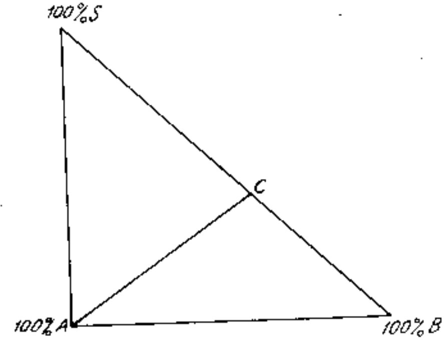
Giả sử ở một nhiệt độ nào đó lượng chất rắn *B* hòa tan tối đa trong dung môi trích *S* (nồng độ bão hòa) được biểu diễn bởi điểm *C* trên cạnh huyền. Khi đó cạnh AC biểu diễn tất cả các điểm có thành phần bão hòa *B* trong *S* cân bằng với cấu tử *A* không hòa



Hình XI.34. Thiết bị trích ly chất rắn loại tầng sôi. 1- thân hình trụ; 2- ống dẫn dung môi; 3- lưới phân phối; 4- ống chảy tràn; 5- ống dẫn dung dịch trích ly; 6- ống tháo bã; 7- ống nạp vật liệu rắn

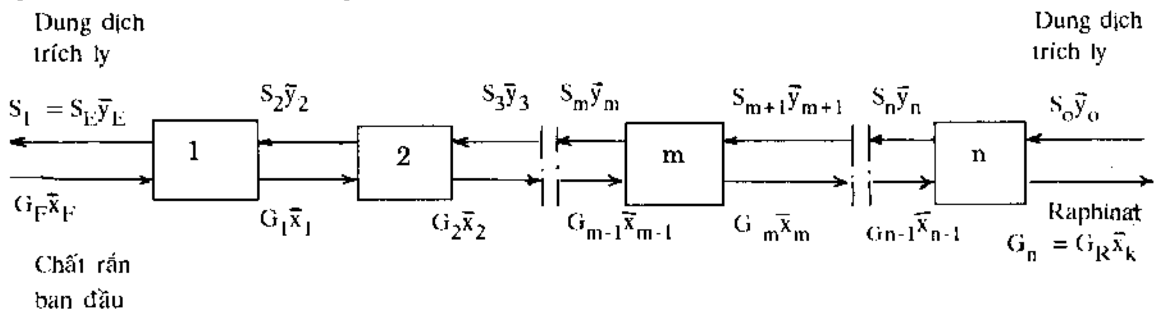
tan. Vùng làm việc của đồ thị là phần nằm phía trên đường AC, tương ứng với dung dịch chưa bão hòa cấu tử B trong S nên còn có khả năng chuyển cấu tử B từ chất rắn vào pha lỏng. Thường khi trích ly chất rắn ta thu được dung dịch gần bão hòa.

Cách xác định thành phần và lượng các hỗn hợp dung dịch trích và raphinat thu được dựa theo qui tắc đòn bẩy đã trình bày ở trên (xem phần trích ly lỏng)



Hình XI.35. Đồ thị tam giác vuông hệ rắn-lỏng

2. *Trích ly nhiều bậc ngược chiều.* Sử dụng đồ thị tam giác để xác định số bậc lý thuyết của quá trình trích ly nhiều bậc ngược chiều. Sơ đồ của quá trình này được thể hiện ở hình XI.36.



Hình XI.36. Sơ đồ trích ly nhiều bậc ngược chiều

Phương trình cân bằng vật liệu đối với toàn bộ hệ thống thiết bị:

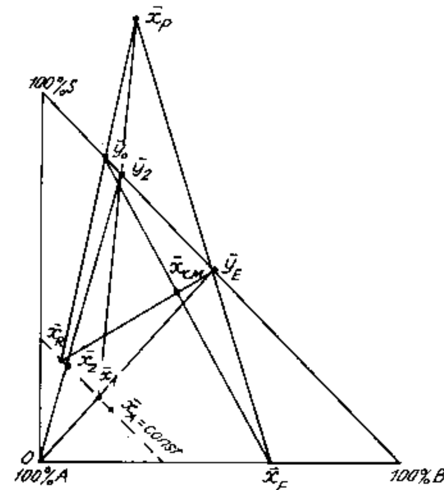
$$G_F + S_o = G_R + S_E. \qquad \text{(XI.50)}$$

Cân bằng vật liệu đối với cấu tử B:

$$GG_F\bar{x}_F + S_o\bar{y}_o = G_R\bar{x}_R + S_E\bar{y}_E. \qquad \text{(XI.51)}$$

Ta đặt giá trị $\bar{x}_F$ lên trục hoành; $\bar{y}_0$ lên cạnh huyền (XI.37), nối hai điểm này bằng một đoạn thẳng, chia đoạn thẳng này theo tỷ lệ S_0/G_F ta thu được điểm x_{CM} đặc trưng cho thành phần hỗn hợp đầu.

Khi biết thành phần yêu cầu của raphinat nghĩa là biết quan hệ giữa lượng pha lỏng trong vật liệu rắn sau khi trích ly, ta vẽ đường thành phần không đổi của pha rắn song song với cạnh huyền (đường $\bar{x}_A$ = const trên hình X1.37). Trên đường này lấy điểm $\bar{x}_R$ tương ứng với cấu tử B hòa tan trong raphinat ra khỏi hệ thống thiết bị.



Hình XI.37. Đồ thị tính toán trích ly chất rắn nhiều bậc ngược chiều

Tương tự như phương pháp tính toán trích ly lỏng-lỏng nhiều bậc ngược chiều, ở đây tương ứng với phương trình (XI.50), (XI.51). Các điểm $\bar{x}_R$, $\bar{x}_{CM}$ và $\bar{y}_E$ phải nằm trên cùng một đường thẳng. Vị trí của điểm $\bar{y}_E$ tương ứng với hỗn hợp các cấu tử B và S nằm trên cạnh huyền của đồ thị. Bởi vậy ta kéo dài đoạn $\bar{x}_R$ $\bar{x}_{CM}$ đến khi cắt cạnh huyền tại điểm một điểm, đó chính là điểm y_E phải tìm.

Phương trình cân bằng vật liệu đối với phần thiết bị từ bậc một đến bậc m có dạng:

$$G_F + S_{m+1} = G_m + S_E. \tag{XI.52}$$

Rút ra

$$G_F - S_E = G_m - S_{m+1}. \tag{XI.53}$$

Đối với cấu tử B:

$$G_F\bar{x}_F - S_E\bar{y}_E = G_m\bar{x}_m - S_{m+1}\bar{y}_{m+1}. \tag{XI.54}$$

Ký hiệu hiệu số giữa lưu lượng hỗn hợp rắn G_F và dung dịch trích ly S_E ban đầu là P

$$G_F - S_E = P \text{ và } G_F\bar{x}_F - S_E\bar{y}_E = P.\bar{x}_p.$$

Khi đó phương trình (XI.53), (XI.54) có thể viết:

$$P = G_F - S_E = G_1 - S_2 = \dots = G_R - S_o; \tag{XI.55}$$

hay

$$Px_p = G_F\bar{x}_F - S_E\bar{y}_E = G_1\bar{x}_1 - S_2\bar{y}_2 = \dots = G_R\bar{x}_R - S_o\bar{y}_o \tag{XI.56}$$

Từ những phương trình này ta thấy rằng vị trí của điểm cực P hay $\bar{x}_p$ là giao điểm của đường thẳng đi qua $\bar{x}_F$ và $\bar{y}_E$ với đường thẳng đi qua x_F và $\bar{y}_E$ với đường thẳng đi qua $\bar{x}_R$ và $\bar{y}_o$, vì điểm $\bar{x}_p$ phải nằm cả trên hai đường này.

Khi đã tìm được điểm cực P ta xác định được số bậc trích ly lý thuyết bằng cách xây dựng như sau. Nối điểm $\bar{y}$ với gốc tọa độ O, giao điểm của đường này với đường $\bar{x}_A$ = const là $\bar{x}_1$. Từ phương trình (XI.55) và XI.56) ta có:

$$P = G_1 - S_2$$

$$P\bar{x}_p = G_1x_1 - S_2\bar{x}_2$$

Vì thế chúng ta tìm được điểm $\bar{y}_2$ là giao của đường thẳng đi qua các điểm $\bar{x}_1$, $\bar{x}_p$ và cạnh huyền của đồ thị. Nối điểm $\bar{y}_2$ với gốc tọa độ O chúng ta tìm được điểm $\bar{x}_2$ nằm trên giao điểm của đường $\bar{y}_2$O với đường $\bar{x}_1$ = const. Vẽ tương tự như vậy cho đến khi đạt được nồng độ bằng hoặc gần với nồng độ xR đã cho trong hỗn hợp đi ra của raphinat.

Số đường thẳng nối gốc tọa độ với các điểm $\bar{x}_1$, $\bar{x}_2$, $\bar{x}_3$, ..., $\bar{x}_R$ (hay gần bằng $\bar{x}_R$) là số bậc lý thuyết của quá trình trích ly rắn lỏng cần tìm.

PHẦN THỨ NĂM

VẬT LIỆU CHẾ TẠO VÀ CÁCH TÍNH KIỂM TRA ĐỘ BỀN THIẾT BỊ

CHƯƠNG XII

VẬT LIỆU ĐỂ CHẾ TẠO MÁY VÀ THIẾT BỊ HÓA CHẤT

§1. Yêu cầu đối với thiết bị hóa chất

1. Bước đầu tiên của việc thiết kế thiết bị hóa chất là phải thiết lập các điều kiện kỹ thuật mà thiết bị cần thỏa mãn.

Thiết bị thiết kế ra phải đáp ứng được các yêu cầu sau: năng suất cao, bền, sử dụng tiện lợi, an toàn và cuối cùng là mang lại hiệu quả kinh tế lớn. Muốn thỏa mãn được các yêu cầu đó thì thiết bị phải được kết cấu hợp lý, đồng thời phải chú trọng đến cơ tính của chúng như là độ bền, độ cứng, độ ổn định, độ kín và tuổi thọ cao.

2. Độ bền có quan hệ chặt chẽ với các yêu cầu khác như tuổi thọ và tính an toàn; tuy nhiên ta cũng không nên làm thiết bị "quá chắc chắn" vì giá thành và khối lượng thiết bị sẽ tăng lên rất nhiều. Để giảm khối lượng và giảm tiêu tốn vật liệu chế tạo, người ta cố gắng chế tạo các chi tiết thiết bị không những bền mà cần phải bền đều đặn, đặc biệt là đối với các chi tiết sản xuất hàng loạt.

Tuy nhiên nguyên tắc bền đều đặn có trường hợp không thể tuân theo được, ví dụ trong các thiết bị làm việc ở áp suất cao, đối với các chi tiết dễ thay thế người ta chế tạo bằng các vật liệu kém bền, rẻ tiền đề phòng trường hợp bị nổ thì chỉ hỏng các chi tiết đó, còn các chi tiết khác quan trọng hơn vẫn được an toàn.

3. Bên cạnh độ bền và độ cứng, tuổi thọ là một tiêu chuẩn rất thực tế để đánh giá chất lượng của thiết bị. Chúng ta phân biệt tuổi thọ lý thuyết và tuổi thọ thực tế.

Tuổi thọ lý thuyết chỉ là đại lượng qui ước theo qui định chung của nhà nước. Đối với thiết bị hóa chất thường qui định tuổi thọ khoảng 10 - 12 năm.

Tuổi thọ thực tế thường lớn hơn thời gian qui định đó.

Chú ý là không nên chế tạo thiết bị có tuổi thọ quá cao, bởi vì khoa học kỹ thuật càng ngày càng phát triển rất nhanh, nên thiết bị sẽ bị lạc hậu.

4. Độ kín là một điều kiện cần thiết đối với thiết bị hóa chất. Nếu thiết bị không đảm bảo kín thì sẽ bị rò rỉ làm cho năng suất giảm và ảnh hưởng đến điều kiện vệ sinh an toàn trong sản xuất. Độ kín là một vấn đề cần hết sức chú ý, đặc biệt là đối với các thiết bị làm việc ở áp suất cao, trong thiết bị sản xuất các chất độc hại, dễ cháy và dễ nổ.

5. Kết cấu hợp lý tức là thiết bị có cấu tạo đơn giản, kích thước bé, khối lượng nhẹ, tốn ít vật liệu hiếm và đắt tiền, đạt được hiệu suất cao và đảm bảo tính kỹ thuật.

6. Giá thành thiết bị được quyết định chủ yếu bởi cấu tạo, khối lượng thiết bị và sự tiêu tốn vật liệu đắt tiền khan hiếm. Một kết cấu thiết bị hợp lý thường được biểu thị bằng hiệu suất cao, vận hành thuận tiện dễ dàng và với mức độ nào đó có ảnh hưởng đến các chi phí vận hành. Tính kỹ thuật của thiết bị có nghĩa là chế tạo rẻ tiền, thuận lợi dễ dàng, hình dạng đơn giản, giảm đại lượng bề mặt cần gia công, chọn dung sai đúng, ứng dụng các chi tiết đã được qui chuẩn hóa, v.v.

7. Một thiết bị được coi là vận hành thao tác dễ dàng cần phải có các điều kiện như: tháo, lắp, sửa chữa ít tốn kém, dễ dàng thay thế các bộ phận hỏng, làm việc ổn định, dễ khống chế chế độ làm việc, ít người điều khiển và đảm bảo an toàn trong quá trình sử dụng, thuận tiện khi chuyên chở.

Tất cả những vấn đề đó thường làm cho thiết bị thêm phức tạp và giá thành thiết bị cao.

8. Vấn đề tự động hóa là vấn đề quan trọng nhất gắn liền với vấn đề khống chế chế độ làm việc đều đặn, thao tác đơn giản và giảm số người phục vụ. Những sự phức tạp do tự động hóa gây nên được đền bù lại bằng giảm tiêu tốn về vận hành và tăng chất lượng sản phẩm.

Khi thiết kế cần chú ý đến khả năng lắp ráp thêm các dụng cụ đo lường kiểm tra vào thiết bị.

Bất kỳ một thiết bị phức tạp nào do tự động hóa gây nên đều được thừa nhận là đúng đắn nếu như nó đảm bảo an toàn trong lúc làm việc bình thường cũng như trong lúc xảy ra sự cố.

Trong tất cả các tiêu chuẩn đặc trưng cho mức độ hợp lý của một thiết bị nào đó thì tiêu chuẩn chung nhất là các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật; năng suất thiết bị, hệ số tiêu tốn đối với một đơn vị sản phẩm, giá thành thiết bị, chi phí vận hành và giá thành sản phẩm.

Trên đây là những yêu cầu cơ bản mà người thiết kế cần đặc biệt chú ý khi thiết kế máy và thiết bị hóa chất. Tuy nhiên trong quá trình thiết kế phải căn cứ vào thực tế, vào khả năng sẵn có và cần áp dụng linh hoạt các yêu cầu cơ bản đã nêu ở trên để tránh những sự lựa chọn máy móc, cứng nhắc.

§ 2. Chọn vật liệu để chế tạo máy và thiết bị hóa chất

Quá trình chọn vật liệu thích hợp để chế tạo máy và thiết bị hóa chất là một trong những nhiệm vụ quan trọng đầu tiên của người thiết kế. Khi chọn vật liệu

ta cần chú ý đến các tính chất cơ bản sau đây: tính bền cơ lý, tính bền nhiệt, tính bền hóa học, thành phần và cấu trúc vật liệu, giá thành và mức độ khan hiếm của nó.

Các tính chất trên của vật liệu liên hệ chặt chẽ với nhau và phụ thuộc nhiều vào điều kiện làm việc của quá trình sản xuất. Ví dụ như chỉ cần thay đổi nhiệt độ đến mức nào đấy thì độ bền cơ học, độ bền hóa học đều bị thay đổi. Nếu cùng một hợp kim mà điều kiện gia công nhiệt khác nhau thì cấu trúc của chúng cũng khác nhau và dẫn đến mọi tính chất khác, như độ bền hóa học chẳng hạn, cũng khác nhau.

Vì thế khi chọn vật liệu thì trước hết ta phải biết chính xác điều kiện làm việc, nhiệt độ, áp suất, nồng độ và tính chất của các chất cần chế biến và các điều kiện khác để quyết định khả năng ứng dụng vật liệu này hay vật liệu khác.

10. Đặc trưng quan trọng nhất trong tính chất cơ học của vật liệu là giới hạn bền, giới hạn chảy, độ giãn dài tương đối, độ co tương đối, mô đun đàn hồi và hệ số Poatxông.

Thường là tính bền cơ học của kim loại và hợp kim bị giảm khi nhiệt độ tăng. Cho nên khi tính toán cơ khí ta phải tính đến những thay đổi đó. Đối với các loại thép cacbon thì sự thay đổi đó là rất nhiều, còn đối với các loại thép chịu nhiệt thì sự thay đổi đó không đáng kể .

Yêu cầu cơ bản nhất đối với vật liệu chế tạo máy và thiết bị hóa chất là độ bền hóa học, nghĩa là tính bền củavật liệu khi tiếp xúc với môi trường ăn mòn. Tính chất này có ảnh hưởng quyết định đến tuổi thọ của thiết bị. Sự đánh giá độ bền hóa học của kim loại được biểu thị bằng thang bền hóa học (bảng XII.1.).

Bảng XII.1. **Thang bền hóa học của kim loại** [10.19]

Nhóm bền	Thang bền	Tốc độ ăn mòn kim loại, mm/năm
Hoàn toàn bền	1	< 0,001
Rất bền	2	0,001 - 0,005
	3	0,005 - 0,01
Bền	4	0,01 - 0,05
	5	0,05 - 0,1
Bền vừa	6	0,1 - 0,5
	7	0,5 1,0
Ít bền	8	1,0 - 5,0
	9	5,0 - 10
Không bền	10	> 10

Trong bảng XII.1, tốc độ ăn mòn kim loại biểu thị bằng mm/năm. Đôi khi tốc độ ăn mòn kim loại còn biểu thị bằng khối lượng kim loại mất đi trên một đơn vị bề mặt trong một đơn vị thời gian.

Vật liệu chế tạo thiết bị có độ bền hóa học cao không chỉ để đảm bảo tuổi thọ của thiết bị mà còn để đảm bảo chất lượng của sản phẩm. Kim loại hòa tan làm bẩn sản phẩm, giảm chất lượng, làm hỏng màu và mùi vị.

11. Đứng về quan điểm kinh tế hợp lý thì giá thành của vật liệu chưa đặc trưng đầy đủ cho thiết bị. Vật liệu tuy đắt tiền nhưng bền, chế tạo dễ thì thiết bị thanh, nhẹ nhàng hơn, tuổi thọ cao hơn. Giá thành chế tạo thiết bị bằng vật liệu rẻ tiền đôi khi lại rất đắt. Ví dụ một tấn đá hoa cương (granit) rẻ hơn một tấn thép crôm hàng chục lần nhưng mà tháp hấp thụ làm bằng đá hoa cương đắt hơn nhiều so với tháp hấp thụ bằng kim loại vì gia công đá hoa cương rất khó. Ngoài ra tháp bằng đá rất rất nặng nên bệ tháp phải đồ sộ và đắt tiền.

Nói chung không có vật liệu tốt tuyệt đối mà cũng không có vật liệu xấu tuyệt đối. Vấn đề là phải chọn đúng điều kiện để sử dụng vật liệu. Tuy nhiên trong thực tế thế nào ta cũng gặp phải những vật liệu vừa có ưu điểm, vừa có nhược điểm. Ta phải dựa vào những điều kiện cơ bản để chọn vật liệu, còn những điều kiện khác tùy thuộc hoàn cảnh và khả năng mà chúng ta có thể châm chước.

§ 3. Một số vật liệu thông dụng dùng để chế tạo máy và thiết bị hóa chất

12. Kim loại đen và hợp kim của nó

Sắt là một kim loại đắt tiền và hầu như người ta không dùng sắt làm vật liệu chế tạo máy và thiết bị. Hãn hữu lắm người ta mới dùng sắt để làm các lớp lót trong thiết bị áp suất cao.

Hợp kim của sắt với cacbon là vật liệu chủ yếu để chế tạo thiết bị và máy. Có thể nói rằng khoảng 80 - 90% khối lượng máy và thiết bị hóa chất được chế tạo bằng gang và thép, trong số này khoảng 50% là bằng gang.

Ngoài thép cacbon (còn gọi là thép thường) người ta còn sản xuất các loại thép không gỉ bằng cách thêm vào hợp kim sắt cacbon một số kim loại khác như crôm, niken, môlipđen, mangan, silic, titan, niôbi, vonfram, vanadi, đôi khi còn có thêm nhôm và đồng. Khi thêm các nguyên tố đó tính chất của thép thay đổi.

Niken làm tăng độ bền, độ dẻo, tăng khả năng chịu nhiệt và độ bền hóa học.

Crôm làm tăng tính chất cơ học như chịu mài mòn và làm tăng độ bền hóa học và độ bền nhiệt.

Thường người ta thêm kết hợp cả crôm và niken. Crôm tăng độ giòn của thép. Thép có hàm lượng crôm cao khó hàn, do đó phạm vi ứng dụng bị hạn chế.

Môlipden tăng độ bề cơ học và độ bền nhiệt của thép, giảm độ giòn của crôm.

Mangan tăng độ bền cơ học của thép, ảnh hưởng xấu của mangan là giảm độ dẻo của thép. Nếu tăng hàm lượng mangan đến 10 - 15% sẽ được thép có độ chịu va đập cao.

Silic được coi là một nguyên tố bổ sung, đặc biệt khi hàm lượng của nó trong thép lớn hơn 0,5%. Silic tăng độ bền cơ học, độ bền hóa học, độ bền nhiệt và chịu nhiệt, giảm độ nhớt và tạo khả năng graphit hóa thép.

Titan và niôbi làm tăng độ bền và làm tốt khả năng tôi của thép.

Vonfram tăng độ cứng của thép. Ứng dụng chủ yếu là để thêm vào trong thép dùng làm dụng cụ cắt gọt.

Vanadi tăng độ dẻo làm cho thép dễ hàn, tăng độ bền hóa học. Ứng dụng vanadi làm nguyên tố bổ sung kết hợp cùng một số nguyên tố khác sẽ làm cho tính chất vật liệu chế tạo tốt lên nhiều.

13. Các loại phép không gỉ thường được ký hiệu bằng chữ và số, cho phép ta biết thành phần hóa học của thép. Số đứng đầu tiên bên trái chỉ rõ hàm lượng trung bình của cacbon trong thép. Nếu hàm lượng cacbon bé hơn hoặc xấp xỉ 0,1% thì thường người ta không ghi số hoặc ghi số 1, nếu lớn hơn 0,1% thì ghi hai chữ số để chỉ rõ hàm lượng của cacbon tính bằng phần vạn. Chữ ký hiệu cho nguyên tố bổ sung vào thép, còn số đứng sau mỗi chữ chỉ rõ hàm lượng phần trăm của nguyên tố đó. Nếu thành phần của các nguyên tố bổ sung không vượt quá 1,0 - 1,5% thì thường người ta không ghi số.

Trong ký hiệu của thép các nguyên tố bổ sung được ghi bằng các chữ sau đây: H-niken, X-crôm, M-môlipđen, Г-mangan, C-silic, T-titan, Б-niôbi, B-vonfram, Ф-vanadi, Д-đồng, Ю-nhôm [1]

Ví dụ: trong thép không gỉ X18H12M2T gồm có C < 0,1%, crôm khoảng 18%, niken khoảng 12%, môlipđen khoảng 2% và titan không quá 1 - 1,5%. Trong thép không gỉ 1X18H9T gồm có cacbon khoảng ≤ 0,12%, crôm khoảng 18%, niken khoảng 9% và titan không vượt quá 1,0 - 1,5%; còn trong thép không gỉ 30XMA có cacbon khoảng 0,25 - 0,35%, crôm khoảng 0,8 - 1,1%, môlipđen khoảng 0,15 - 0,25%, các nguyên tố khác như mangan, niken, silic... có hàm lượng nhỏ hơn 0,5%.

Đối với các loại thép cacbon thường chỉ ký hiệu Cт1, Cт2... trong đó các số chỉ hàm lượng cacbon. Các chữ đứng đầu biểu thị phương pháp luyện thép. Ví dụ thép MCт3 có nghĩa là thép được luyện trong lò Mactanh [1].

Trong thép cacbon có chất lượng cao chữ A đứng cuối biểu thị thép được luyện trong lò điện hay lò Mactanh, chữ K đứng bên phải số biểu thị đó là thép nồi hơi; chữ L biểu thị đó là thép đúc, con số biểu thị hàm lượng cacbon trong thép. Ví dụ, thép 15K tức là thép nồi hơi có chứa khoảng 0,15% cacbon [1].

14. Đối với gang thường được ký hiệu bằng độ bền. Ví dụ loại gang S3400 - gang xám không thí nghiệm sức bền, loại gang S312-28 thì độ bền giới hạn khi

(1) Theo các ký hiệu của Liên Xô cũ.

kéo là 12kg/mm^2 khi uốn là 28 kg/mm^2 (1). Đối với các loại gang chịu được kiềm thì thêm chữ 5 , ví dụ gang S350-1. Gang có độ bền cao thì được ký hiệu thêm chữ B, ví dụ gang V350-1,5. Còn có loại gang có chữ K đứng đầu tiên, đó là gang rèn. Điều này không có nghĩa là dùng gang để rèn được mà chỉ có nghĩa là trong đó hàm lượng cacbon được giảm đi còn khoảng 2,95%. Một số gang và thép chính hay dùng trong công nghiệp hóa chất và phạm vi ứng dụng của chúng cho trong các bảng XII.2 ÷ XII.7.

Bảng XII.2. **Tính chất cơ học của gang xám** (2) [10.21]

Mã hiệu gang	Giới hạn bền $\sigma.10^{-6}$, N/m^2 (không bé hơn)			Độ cứng theo Brinen HB
	Khi kéo	Khi uốn	Khi nén	
S3 00	Không thí nghiệm	Không thí nghiệm	Không thí nghiệm	Không thí nghiệm
S3 12-28	120	280	500	143-229
S3 15-32	150	320	550	163-229
S3 18-36	180	360	700	170-241
S3 21-40	210	400	750	170-241
S3 24-44	240	440	850	170-241
S3 28-48	280	480	1000	170-241
S3 32-52	320	520	1100	197-248
S3 35-56	350	560	1200	197-248
S3 38-60	380	600	1300	207-262

Bảng XII.3. **Tính chất cơ học của gang có độ bền cao** (2) [10.24]

Mã hiệu gang	Giới hạn bền $\sigma.10^{-6}$ N/m^2			Độ giãn dài tương đối δ.%	Độ cứng theo Brinen HB
	σ_k(kéo)	σ_u(uốn)	σ_d(dão)		
V3 45-0	450	700	360	-	187-225
V3 50-1,5	500	900	380	1,5	187-225
V3 60-2	600	1100	420	2,0	197-269
V3 45-5	450	700	330	5,0	170-207
V3 40-10	400	700	300	10,0	156-197

(1) Theo ký hiệu Liên Xô cũ: C là chữ đầu của chữ Серый (xám), Ч - Чугун (gang).

(2) Các số trong mã hiệu gang thể hiện sức bền của gang tính theo hệ đơn vị cũ, chưa tiện đổi. Còn các giá trị trong bảng XII.2 thì tính theo hệ đơn vị đo lường hợp pháp của nước Cộng hòa XHCN Việt Nam (người soạn).

Bảng XII.4. **Tính chất cơ học của thép tấm** [23.82]

Mã hiệu thép	Chiều dày tấm thép, mm	Giới hạn bền $\sigma.10^{-6}$ N/m^2		δ, %	Độ nhớt va đập $a_k.10^6$, J/m^2
		σ_k	σ_{ch}		
1	2	3	4	5	6
CT 3	4-20		240		0,8
	22-40	380	230	25	0,7
	45-60		220		
CT 5	4-20		280		
	22-40	500	270	19	-
	45-60		260		
08Kп	1-3	280		32	
10		300	-	29	-
	4-25	340		32	
20	4-60	420	250	28	1,4
20K	4-20	410	250		0,7
	22-40	410	240	26	0,65
	45-60	410	230		0,6
16ΓC(3H)	4-10	500	330		-
	12-16		320		
	18-30	480	300		0,6
	32-60	470	290		
09Γ2C(M)	4-10	500	350		-
	12-18	480	330	22	
	20-24		320		
	26-30	470	310		
	32-48	460	300		0,6
	50-60	450	280		
12MX	4-60		240	24	
OK 13	1 - 3	400	270	21	1,6
	4 - 25	430		23	

1	2	3	4	5	6
1Х13	1 - 3	400	-	21	2,2
	4 - 25	470			
Х17	1 - 3	500	-	18	0,4
	4 - 12	450			
ОХ17Т	1 - 3	500			0,5
	4 - 12	450			
Х25Т	1 - 3	540	300	17	5
	5 - 25	480		18	0,5
Х28	1 - 3	540		17	0,1
1Х17Н2		1100	800	10	0,5
Х28АН		540	-	17	0,5
Х28АН Х28Н4	5 - 25	480		18	
1Х21Н5Т	1 - 3	650	450	18	0,6
	4 - 25	700		25	
ОХ21Н5Т	1 - 25	650	400	20	1,2
	4 - 25	650		30	
ОХ21Н6М2Т	1 - 3	700	400	18	1,0
	5 - 10	600	300	20	
ОХ17Н5Г9АБ	1 - 3	800	400	35	1,5
Х14Г14Н3Т	1 - 3	700	350	35	1,0
	4 - 25		300		
Х18Н10Т	1 - 3	540	220	40	2,0
	4 - 25	550		38	
	30 - 50	540		35	
	30 - 75				
ОХ18Н10Т ОХ18Н12Б	1 - 3	520	-	40	-
ОХ18Н12Б	4 - 25	540	240	38	2,0
Х17Н13М2Т	1 - 3	540	220	35	-
	4 - 25	540	220	37	
ОХ23Н28М2Т	1 - 3	550	-	35	
ОХ23Н28М3Д3Т	1 - 3				
ОХ23Н28М3Д3Т	4 - 10	550	-	35	

Bảng XII.5. **Ứng suất cho phép của thép cacbon theo nhiệt độ của tường**
($[\sigma].10^{-6}$, N/m^2) [10.31]

Nhiệt độ tường, °C	$[\sigma].10^{-6}$, N/m^2 cho các mác thép							
	CT2	10, 10K	CT3	15, 15K	CT4	20, 20K	25, 25K	22K
	Khi $s_k^{20}.10^{-6}$, N/m^2							
	350	360	390	400	430	440	480	450
20	117	120	130	133	143	147	160	150
200	105	109	117	121	128	133	140	140
240	97	100	107	111	117	122	134	133
260	93	96	103	106	111	116	127	129
280	89	92	98	101	-	111	121	125
300	85	88	94	97	-	105	115	122
320	-	83	-	92	-	100	110	118
340	-	79	-	87	-	95	104	-
360	-	75	-	82	-	90	98	-
380	-	71	-	77	-	85	92	-
400	-	67	-	73	-	80	87	-
410	-	65	-	71	-	77	84	-
420	-	63	-	69	-	75	81	-
430	-	59	-	65	-	73	75	-
440	-	52	-	58	-	63	67	-
450	-	46	-	52	-	56	59	-
460	-	41	-	46	-	49	51	-
470	-	36	-	41	-	43	46	-
480	-	32	-	37	-	38	39	-
490	-	28	-	33	-	33	34	-
500	-	25	-	30	-	30	30	-

Bảng XII.6. **Ứng suất cho phép của thép không gỉ chịu nhiệt theo nhiệt độ của tường** [10.32]

Nhiệt độ tường, °C	16M	12MX	15XM	12XMϕ	12XIMϕ	12X2MϕБ	1X18H12T 1X18H9T
	$\sigma.10^{-6}$, N/m²						
Khi $\sigma_K^{20}10^{-6}$, N/m²	410	420	450	450	500	420	550
20	133	140	150	150	165	140	130
250	124	128	138	138	145	130	122
300	119	126	133	133	140	-	120
350	117	123	126	126	133	-	118
400	110	116	120	120	126	-	116
420	106	113	117	117	123	-	113
440	102	110	115	115	121	-	110
460	98	108	113	113	118	-	107
480	85	105	110	110	115	-	103
500	66	84	90	97	113	73	100
510	-	72	78	87	105	66	99
520	-	60	68	80	94	60	98
530	-	50	60	74	83	55	96
540	-	41	52	66	74	50	94
550	-	(30)	44	58	65	46	92
560	-	-	37	(52)	59	42	90
570	-	-	(30)	-	52	39	85
580	-	-	-	-	46	36	78
590	-	-	-	-	(40)	33	71
600	-	-	-	-	-	30	65
610	-	-	-	-	-	(27)	60
620	-	-	-	-	-	(24)	55
630	-	-	-	-	-	(21)	50
640	-	-	-	-	-	-	46
650	-	-	-	-	-	-	42
660	-	-	-	-	-	-	39
670	-	-	-	-	-	-	36
680	-	-	-	-	-	-	33
690	-	-	-	-	-	-	30
700	-	-	-	-	-	-	26

Đối với các giá trị trong ngoặc khi tính chiều dày tường phải tính đến mất mát do nung.

Bảng XII.7. **Tính chất vật lý của kim loại đen và hợp kim của chúng** [23.101]

Kim loại và hợp kim	Mã hiệu	Hệ số giãn khi kéo ở nhiệt độ 20 - 100°C $a^{t}.10^{6}$,1/°C	Khối lượng riêng $\rho.10^{-3}$, kg/m³	Hệ số dẫn nhiệt ở nhiệt độ 20 - 100°C λ, W/m.độ;
Thép cacbon thường và thép cacbon chất lượng cao	CT3, CT5	11,0	7,85	50,0
	08KП			60,3
	10	11,6		57,0
	20			50,6
	25	11,1		
	30, 35			
	40	11,3		
	2K	11,8		
	25Л	11,5	7,83	
Thép không gỉ thép bền nhiệt và chịu nhiệt	12MX	11,2	7,85	50,2
	30X, 35X	13,4	7,82	46,0
	40X, 38XA	13,3		
	35XMA	12,3		40,5
	33XH3MA	10,8	7,83	41,0
	30XГCA	11,0	7,85	37,6
	25XГM	11,3	7,84	41,8
	40XГA	11,0	7,82	52,4
	40XH	11,8		44,0
	20X3MBФ	12,3	7,80	35,6
	OX13	10,5	7,70	29,3
	IX13	9,7		
	2X13	10,1		22,2
	X17	10,4		25,1
	OX17T	10,0		
	X25T, X28	10,0	7,60	16,7
	IX17H2	9,8	7,70	
	X28AH, X28H4	8,6	7,60	25,1
	IX21H5T	10,2	7,80	16,7
	OX21H5T	9,6		
	OX21H6M2T	9,5	7,70	12,5
	OX17H5Г9AБ	10,9	7,80	17,2
	X14Г14H3T	16,0	7,80	14,7
	X18H9,X18H10T	16,6	7,90	16,3
	OX18H10T			
	OX18H12Б	16,0	7,90	15,9
	X17H13M2T	15,7		
	CH00			
Gang xám	CЧ12-28	10,5	7,0 - 7,3	41,8
	CЧ15-32			
	CЧ18-36			
Hợp kim có tính chất đặc biệt	CI15, CI7		6,90	53,4
	MГ15	4,7	7,00	41,8
	X28Л, X34Л	9,4	7,30	18,0

Đối với tất cả các loại thép trên hệ số Poatxông μ = 0,33.

15. Kim loại màu và hợp kim

Các kim loại màu thường dùng trong công nghiệp hóa chất là nhôm, đồng, niken và chì. Gần đây titan và tantan cũng đã được ứng dụng. Độ bền hóa học của kim loại màu phụ thuộc rất nhiều vào độ tinh khiết của chúng. Tạp chất của các kim loại khác làm giảm tính chống ăn mòn và làm tăng độ bền cơ học của kim loại màu. Tính dẻo của chúng được phục hồi khi đốt nóng. Hiện tượng nhão trong các chi tiết thiết bị làm bằng kim loại màu (trừ titan và tantan) có thể xảy ra ở nhiệt độ thường.

Nhiệt độ cho phép lớn nhất của tường đối với các thiết bị bằng kim loại màu như sau [10.38]:

Đối với nhôm	200°C
Đối với đồng và hợp kim	250°C
Đối với niken	500°C
Đối với chì	140°C
Đối với tatan	1200°C

Đối với các thiết bị hàn bằng loại que hàn mềm 120°C

16. Nhôm. Để chế tạo thiết bị hóa chất người ta thường dùng các loại nhôm mã hiệu AOO và AO với thành phần nhôm không ít hơn 99,7 và 99,6%.

Nhôm rất bền trong các môi trường ăn mòn như axit nitric đậm đặc, axit photphoric, axit axetic, khí clo và hiđroclorua khô, hơi lưu huỳnh, hợp chất lưu huỳnh và nhiều hợp chất hữu cơ khác.

Nhược điểm của nhôm là khó đúc, khó tiện, độ bền cơ học thấp.

Ưu điểm của nhôm là dẻo cho nên dễ cán, dập ở trạng thái nguội cũng như ở trạng thái nóng và có độ dẫn nhiệt cao, gấp 4 - 5 lần độ dẫn nhiệt của thép.

17. Đồng: Đồng là vật liệu quý. Người ta sản xuất năm loại đồng tinh khiết kỹ thuật, trong đó có hai loại thường dùng để chế tạo thiết bị hóa chất là đồng M_2 và M_3 có hàm lượng đồng nguyên chất tương ứng là 99,7% và 99,5%.

Tương tự như nhôm, đồng dễ cán, dễ dập, dễ kéo ở trạng thái nguội cũng như ở trạng thái nóng. Để chế tạo thiết bị người ta dùng đồng ủ có giới hạn bền không bé hơn $2,1.10^6 N/m^2$ và độ giãn dài tương đối không bé hơn 30%. Đồng không tạo màng oxit bảo vệ vì vậy nó không chống được môi trường ăn mòn là các axit và muối. Đồng thời chịu được môi trường dung dịch kiềm. Nhiều chất khí như SO_2, H_2S, NH_3, axit cacbonic, hơi lưu huỳnh cũng phá hủy đồng.

Một tính chất rất đáng quý của đồng là độ bền tăng lên khi nhiệt độ thấp, vì vậy trong ngành lạnh thâm độ người ta dùng đồng để chế tạo các tháp phân ly và chưng cất. Đồng được dùng nhiều để chế tạo thiết bị trong công nghiệp thực phẩm, tháp chưng luyện rượu, các nồi chưng, v.v.

18. Chì. Chì đóng vai trò quan trọng trong việc chế tạo thiết bị. Chì bền trong môi trường axit sunfuric và các muối của chúng.

Chì mềm, dễ chảy, khối lượng riêng lớn lại đắt tiền nên người ta ít dùng chì nguyên chất mà dùng hợp kim chì-sắt trong việc chế tạo máy và thiết bị.

Chì có độ bền cơ học rất thấp nên người ta chỉ dùng để lót thiết bị.

19. Niken. Người ta sản xuất năm loại niken với độ tinh khiết khác nhau. Trong công nghiệp hóa chất người ta dùng niken HO có độ tinh khiết cao (tạp chất không quá 0.01%) để chế tạo thiết bị. Niken là loại vật liệu có độ bền cơ học, độ bền hóa học cao và độ chịu nhiệt tốt nên nó là vật liệu rất thích hợp trong việc chế tạo máy và thiết bị hóa chất. Niken hoàn toàn bền trong dung dịch kiềm và kiềm nóng

chảy, axit hữu cơ và nhiều hợp chất hữu cơ khác nên được dùng chế tạo thiết bị tổng hợp hữu cơ trong trường hợp thép không gỉ không thích hợp vì ảnh hưởng đến chất xúc tác. Trong công nghiệp dược và thực phẩm.

20. *Titan*. Titan là kim loại bền cơ học và bền hóa học. Nó chịu được axit nitric sôi ở tất cả mọi nồng độ, các muối nitrit và nitrat, clorit, sunfit, axit phốt-phoric, axit hữu cơ, urê nhưng bị ăn mòn mạnh trong axit sunfuric 40%. Titan rất đắt cho nên thường dùng titan chủ yếu để làm lớp lót thiết bị.

21. *Tantan*. Đặc trưng của tantan là độ bền cơ học rất cao và khó nóng chảy. Tantan rất bền trong môi trường axit clohydric, axit phôtphoric, axit nitric, axit sunfuric và các muối nitrat, nhưng lại không bền trong kiềm. Tatan đắt gấp trăm lần thép crôm-niken vì thế chỉ dùng tantan để chế tạo thiết bị khi mà không thể dùng các vật liệu rẻ tiền khác.

22. Hợp kim của kim loại màu

Hợp kim của đồng chia làm hai nhóm:

- Hợp kim với kẽm, ta thường gọi là đồng thau (đồng vàng), trong đó kẽm chiếm 20-55%. Ngoài ra trong đồng thau còn có các kim loại khác như nhôm, silic, chì, thiếc, niken, sắt, mangan.

- Hợp kim với thiếc. Hợp kim đồng thiếc gọi là đồng thanh hay đồng đen. Ngoài ra trong đồng thanh còn chứa nhiều nguyên tố khác như silic, mănggan, nhôm, beri, v.v.

Mã hiệu của hợp kim đồng với kim loại màu, ký hiệu như sau:

Những chữ đứng đầu ký hiệu loại đồng: Л - đồng vàng; Бр - đồng thanh. Những chữ tiếp theo ký hiệu các nguyên tố chứa trong hợp kim. Các nguyên tố được ký hiệu bằng chữ cái đầu của tên gọi nó, đó là điều khác với các ký hiệu các nguyên tố trong thép. Số tiếp sau chữ là ký hiệu hàm lượng các nguyên tố.

Ví dụ ЛН65-5 là đồng thau chứa 65% đồng, 5% niken và 30% còn lại là kẽm; Бр.ОЦ 8-4 là đồng thanh chứa 8% thiếc, 4% kẽm còn lại là đồng.

Bảng XII.8 ÷ XII.17 là một số tính chất của kim loại màu và hợp kim.

Bảng XII.8. **Ứng suất kéo và nén cho phép của nhôm phụ thuộc nhiệt độ** [10.40]

Nhiệt độ nhôm, °C	30	31-60	61-80	81-100	101-120	121-140	141-160	161-180	181-200
Ứng suất kéo cho phép $\sigma_k \cdot 10^{-6}$, N/m²	15,0	14,0	13,0	12,0	10,5	9,0	7,5	6,0	4,5
Ứng suất nén cho phép $\sigma_n \cdot 10^{-6}$ N/m²	25,0	22,5	20,0	17,5	15,0	12,5	10,0	7,5	5,0

Bảng VII.9. **Ảnh hưởng của nhiệt độ lên tính chất cơ học của nhôm** [10.40]

Tính chất cơ học	Nhiệt độ, °C						
	20	75	135	310	400	510	600
Giới hạn bền $\sigma_h.10^{-6}$, N/m^2	116	100	76,5	26	12,5	5,0	3,5
Độ giãn dài tương đối δ, %	19	24	32	39	42	45	48
Hệ số co ψ, %	79	83	88	97	99	99	100

Bảng XII.10. **Tính chất cơ học của đồng M2 ở nhiệt độ thấp** [10.42]

Tính chất cơ học	Nhiệt độ, °C					
	+20	-10	-40	-80	-120	-180
Giới hạn bền kéo $\sigma_k.10^{-6}$, N/m^2	220	225,0	237,0	237,0	290,0	410,0
Giới hạn chảy $\sigma_{ch}.10^{-6}$, N/m^2	60,0	62,0	65,0	70,0	75,0	80,0
Độ giãn dài tương đối δ, %	48	40	47	47	45	38
Độ co ψ, %	76	78	77	74	70	77

Bảng XII.11. **Ứng suất cho phép đối với thiết bị bằng đồng M2 và M3** [10.43]

Ứng suất cho phép $[\sigma].10^{-6}$, N/m^2	Nhiệt độ tường, °C						
	đến 120	121-140	141-160	161-180	181-200	201-230	231-250
Khi kéo	44	42	40	38	36	32	30
Khi uốn	47	45	42	40	38	36	33

Bảng XII.12. **Tính chất cơ học của chì phụ thuộc vào nhiệt độ** [10.43]

Tính chất cơ học	Nhiệt độ, °C				
	20	80	150	200	265
Giới hạn bền kéo $\sigma_k.10^{-6}$, N/m^2	13,5	8,0	5,0	4,0	2,0
Độ giãn dài tương đối δ, %	31	24	23	20	18
Độ co ψ, %	100	100	100	100	100

Bảng XII.13. **Tính chất cơ học của niken phụ thuộc vào nhiệt độ** [10.44]

Tính chất cơ học	Nhiệt độ, °C					
	20	195	300	455	595	800
Giới hạn bền kéo $\sigma_k.10^{-6}$, N/m^2	493	448	448	302	206	92
Độ giãn dài tương đối δ, %	26	27	31	20	16	11
Độ co ψ, %	72	66	67	31	25	18

Bảng XII.14. **Tính chất lý học và cơ học của titan và tantan** [10.46]

Tính chất	Titan mã hiệu-BT И 1	Tantan
Khối lượng riêng, kg/dm^3	4,505	16,6
Nhiệt độ nóng chảy, °C	1680	2996
Hệ số dẫn nhiệt, W/m.°C	16,3	51,8
Nhiệt dung riêng, kJ/kg°C	0,441	1,30
Hệ số nở dài α	$8{,}3.10^{-6}$	$6{,}5.10^{-6}$
Điện trở riêng ρ, Ω.mm^2/m	0,42	0,15
Giới hạn bền kéo $\sigma_k.10^{-6}$, N/m^2	450-600	320-450
Giới hạn chảy $\sigma_{ch}10^{-6}$, N/m^2	380-500	300-400
Môđun đàn hồi $E.10^{-6}$, N/m^2	10500-11000	180000
Độ giãn dài tương đối δ, %	≥25	25-40
Độ co ψ, %	≥50	-
Độ nhớt va đập $a_k.10^6$ J/m^2	0,7	-
Hệ số Poatxông μ	0,38	0,35
Độ cứng Brinen HB	200	45-145

Bảng XII.15. **Tính chất cơ học của đồng thau Л62 và Л68 phụ thuộc vào nhiệt độ** [10.48]

Tính chất cơ học	Nhiệt độ, °C				
	20	200	400	600	800
Giới hạn bền kéo $\sigma_k.10^{-6}$, N/m^2	330	270	120	30	5
Độ giãn dài tương đối δ,%	34	35	19	14	7
Độ co ψ, %	70	70	27	17	9

Bảng XII.16. **Tính chất lý học và cơ học của đồng thanh** [10-51]

Loại đồng thanh	Mã hiệu	Tính chất lý học			Tính chất cơ học				
		Khối lượng riêng ρ, kg/dm^3	Hệ số dẫn nhiệt λ, W/m^oC	Hệ số giãn nở $E.10^{-6}$ N/m^2	Giới hạn bền $\sigma_k.10^{-6}$, N/m^2	Giới hạn chảy $\sigma_{ch}.10^{-6}$, N/m^2	Môđun đàn hồi $E.10^{-6}$ N/m^2	Độ giãn dài tương đối δ, %	Độ co tương đối ψ, %
Đồng thiếc	Бр.О.10	8,8	46,5	1,85	200 - 250	180	106	3 - 10	10-14
	Бр.ОЦ 10-2	8,8	55,8	1,93	200 - 250	180	100	2 - 10	10 14
	Бр.ОЦ 8-4	8,8	69,8	1,66	200 - 250	120	100	4 - 10	8 - 12
	Бр.ОЦС.6-6-3	8,82	93,0	1,70	150 - 200	100	90	5 - 12	6 - 10
	Бр.ОЦС.5-5-5	8,82	93,0	1,70	150 - 180	100	95	5 - 10	-
	Бр.ОС 8-12	9,1	116,3	1,70	150 - 200	100 - 120	80	3 - 8	-
	Бр.ОФ 10-1	8,8	33,7	1,70	200 - 300	200	103	3 - 10	8 - 10
	Бр.ОЦСН 3-7-5-1	8,82	81,5	1,70	180 - 200	180	85	5 - 8	18
Đồng đặc biệt	Бр.АЖ 9-4	7,6	58,1	1,80	300 - 500	200	95	10 - 15	30
	Бр.АЖМц 10-3-1,5	7,5	58,1	1,60	500 - 600	160	100	10 - 20	25
	Бр.АМц 9-2	8,2	69,8	1,70	400 - 500	200	92	20	35
	Бр.АЖН 10-4-4	8,5	75,5	1,70	600 - 700	600	120	5 - 30	12 - 40
	Бр.АЖХ 11-6-6	8,1	63,9	1,50	600	450	130	3	3 - 4
	Бр.КМц 3-1	8,2	46,5	1,60	350 (đúc)	150 - 200	120	25	-

Bảng XII.17. **Tính chất cơ học của đồng thau Л68 ở nhiệt độ thấp** [10.48]

Tính chất cơ học	Ủ ở nhiệt độ 550°C		Rắn (biến cứng 40%)	
	-78°C	-183°C	-78°C	-183°C
Giới hạn bền kéo $\sigma_k.10^{-6}$, N/m²	429,0	535,0	648	720
Giới hạn chảy $\sigma_{ch}.10^{-6}.10$.N/m²	306,0	400,0	643	712
Độ giãn dài tương đối δ, %	50,0	51,0	7,8	10,0

23. Vật liệu phi kim loại

Vật liệu phi kim loại được ứng dụng rộng rãi trong công nghiệp hóa chất dùng để chế tạo các thiết bị làm việc ở áp suất thường hoặc áp suất dư không lớn lắm hoặc dùng để làm các lớp lót bảo vệ các thiết bị chống các môi trường ăn mòn.

Nhờ có tính bền hóa học cao, vật liệu phi kim loại ngày càng được dùng để thay thế các loại thép không gỉ, kim loại màu và hợp kim của chúng là những vật liệu hiếm và rất đắt.

Vật liệu phi kim loại bao gồm đá, vật liệu đúc (như đá điabat đúc, thủy tinh thường, thủy tinh thạch anh), gỗ, các loại chất dẻo. Trong các loại trên thì chất dẻo chiếm một vị trí đặc biệt quan trọng. Có những chất dẻo hoàn toàn bền trong hầu hết các môi trường ăn mòn. Sau đây là một số tính chất của vật liệu phi kim loại. Bảng XII.18÷XII.20 là tính chất của một số vật liệu phi kim loại.

Bảng XII.18. **Tính chất lý học và cơ học của vật liệu phi kim loại** [23.186]

Vật liệu	Tính chất lý học					Tính chất cơ học			
	Khối lượng riêng $\rho.10^{-3}$, kg/m³	Hệ số dẫn nhiệt $\lambda.10$, W/m°C	Hệ số dẫn dài $\alpha^t.10^6$, 1/°C	Độ xốp, %	Độ hút nước sau 24h, %	Giới hạn bền kéo $\sigma_k.10^{-6}$, N/m²	Giới hạn bền nén $\sigma_n.10^{-6}$, N/m²	Giới hạn bền uốn $\sigma_u.10^{-6}$, N/m²	Môđun đàn hồi $E.10^{-6}$, N/m²
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Đá anđezit xốp	2,20 - 2,30	-	6,0	2,5 - 14,0	7,6	-	60	-	-
Đá anđezit đặc					2,5 - 6,0		80	14	
Đá hoa cương	2,65	-	5,0	0,5 - 1,0	0,3	-	160	23	-
Đá quaczit			-	-	0	-	260	-	

Tiếp bảng XII.18

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Sành chịu axit	2,0 - 2,4	10,4 - 15,7	4,1 - 4,9	2,0 - 6	≤ 8,0	6	20	23	0,042
Sứ chịu axit	2,3 - 2,5	8,2 - 10,5	2,5 - 4,5	≤ 1,0	≤ 0,5	40	450	70	0,06
Bêtông chịu axit	1,60	8,1 - 11,6	8,0	-	-	-	11	-	0,006
Đá bazan đúc	2,9	21,7	5,0	0	≤ 0,15	-	30	-	
Đá diabat đúc	2,1 - 3,0	9,9	10,0		0	25	200	20	-
Thủy tinh silicat	2,60	67 - 90	0,5	3,0 - 4,0	-	35	60	70	0,075
Thủy tinh bosilicat	2,23	-	3,6	0		70	130	-	-
Thủy tinh thạch anh	2,10	17,5 - 40,6	0,27	3,0 - 4,0	-	45	350	40	0,066
Men chịu axit	2,3 - 2,5	9,3 - 12,2	30,0 - 33,5	0	-	62	924	-	-
Faolit A (rắn)	1,5 - 1,67	2,9	20 - 30	-	0,3 - 1,8	12	58	26	-
Textolit A (tấm)	1,3 - 1,45	2,3 - 3,4	33 - 41	-	0,2 - 0,85	65	200	120	0,004
Asbovinil	1,54 - 1,64	1,51	33 - 40,0	-	0,5 - 1,0	15	25	22	-
Chất dẻo policlovinil	1,2 - 1,6	-	80	-	0,2 10,0	-	90,0	-	
Viniplat BH (tấm)	1,4	1,67	65 - 80	-	0,4 - 0,6	55,0	80,0	100,0	0,001
Viniplat (ống)	1,38 - 1,43	1,51	80	-	0,4 - 0,6	45	80	90	0,003
Viniplat đề đúc	≤ 1,43	-	-	-	0,2 45	-	-	-	
Poli-izobutilen không phụ gia	0,9 - 0,95	-	-	-	0 - 0,08	2,0	-	-	-
Poli-izobutilen có phụ gia ПБСГ	1,32	3,32	-	-	0 : 0,08	4,5	-	-	
Polistirol (tấm)	1,05 - 1,10	0,8 - 1,33	60 - 100	-	0 - 0,03	30,0	100,0	80,0	0,0012

Tiếp bảng XII.18

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Thủy tinh hữu cơ (tấm loại A)	1,18 - 1,20	140 - 200	120	-	0,1 - 0,3	65,0	70,0	99,0	0,0027
Polietilen ПЭ-150; P7-300; ПЭ-450; ПЭ-500	0,92	2,5 - 3,34	200 - 220	-	0,01	10	21	119	0,00015
Chất dẻo flo-4	2,1 - 2,4	2,5	80 - 250	-	0	17	12	11	0,0004
Chất dẻo flo-3	2,1 - 2,16	0,58	60 - 120	-	-	30	25	60	0,0012
Than đúc (hình trụ, thanh)	1,55	104,0	2,4	22 - 23	-	2,6	13,4	5,6	-
Than đúc ống	1,5	104,0	2,4	20 - 22	-	6,2	49,0	17,9	-
Than tẩm nhựa fenolformandehit	1,77	104,0	-	1 ÷ 2	-	12,7	74,0	31,1	-
Graphit đúc (hình trụ, thanh)	1,55	1460 - 1660	1,0 - 2,4	30 - 31	-	3,1	21,4	10,5	-
Graphit đúc (ống)	1,5	1460 - 1660	1,0 - 1,5	28 - 30	-	5,5	31,6	19,8	-
Graphit tẩm nhựa fenolformandehit	2,03	1180	-	0	-	12,1	78,1	33,7	-
Angtecmit ATM-1	1,8	350 - 418	8,5	-	-	18,0	100,0	40,0	-

Bảng XII.19. **Tính chất lý học và cơ học của caosu dùng lót thiết bị hóa chất** [23.191]

Mã hiệu caosu	Khối lượng riêng $\rho.10^{-3}$ kg/m^3	Độ bền kéo $\sigma_k.10^{-6}$, N/m^2 không ít hơn	Độ giãn dài,% tương đối, không ít hơn	Độ giãn dài,% còn lại, không lớn hơn	Độ cứng theo dụng cụ đo độ cứng TM-2	Chế độ lưu hóa nhiệt độ ^oC	Chế độ lưu hóa thời gian, ph
1	2	3	4	5	6	7	8
4476	1,15	5,5	150	15	52	143	80
2566	1,06	15,0	600	35	36		
1976-M	1,14	6,0	225	20	56		30
4849	1,39	18,0	550	40	31		

Tiếp bảng XII.19

1	2	3	4	5	6	7	8
829	1,06	16,0	650	30	40 - 50		15
ЛТИ	1,06	24,0	570	20	65 - 75		50 - 60
343	1,14	9,0	280	25		151	40
И РП-1025	1,48	10,0	364	8	74	143	30

Bảng XII.20. **Tính chất lý học và cơ học của ebonit dùng lót thiết bị hóa chất** [23-192]

Mã hiệu ebonit	Khối lượng riêng $\rho.10^{-3}$, kg/m^3	Độ bền nhiệt °C	Sức bền uốn $\sigma_u.10^{-6}$, N/m^2	Chế độ lưu hóa		Ứng dụng
				nhiệt độ °C	thời gian, h	
1814	1,35	50 - 75	50 - 65	143	3	Lót dưới cao su 4476, 2566, 1976-M và 829
1751	1,34	45 - 52	47		6	Để bọc bên ngoài thiết bị và các chi tiết thiết bị hóa chất
1726	1,12	72 - 75	94,6		4	Lớp lót bổ sung cho các thùng chứa axit flohiđric
6024	1,13		53,5			
2169		-	-	-	-	Lớp trung gian khi lưu hóa hở

§ 4. Giới thiệu phạm vi ứng dụng của một số vật liệu

24. Khi thiết kế thiết bị hóa chất, cần chú ý những vật liệu bền đối với các môi trường đã biết. Trong trường hợp thiếu vật liệu bền thì có thể chọn vật liệu bền vừa để chế tạo thiết bị. Đối với kim loại và hợp kim chúng ta phân biệt các dạng ăn mòn sau đây:

a) Ăn mòn bề mặt, xảy ra với tốc độ như nhau trên khắp bề mặt (ăn mòn đồng đều) hay là với tốc độ khác nhau trên các phần khác nhau của thiết bị (ăn mòn không đồng đều).

b) Ăn mòn cục bộ, (ăn mòn điểm, ăn mòn vệt, ăn mòn chọn lọc...) chỉ xảy ra trên một số nơi của thiết bị.

c) Ăn mòn giữa tinh thể xảy ra trên mặt ngăn cách giữa các tinh thể. Đây là một dạng đặc biệt của ăn mòn cục bộ.

d) Ăn mòn ứng suất xảy ra đồng thời dưới tác dụng của môi trường và tác dụng của ứng suất trong kim loại.

Bảng XII.21. **Amoniac NH_3** [23.277]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
100 (khí khô)	≤ 20	Cт3; 10
	≤ 200	АД1; АДМцС
	≤ 250	С15; С17ЙМФ155
100 (khí ẩm và thể lỏng)	-30 ÷ +70	Cт3; 10
	-40 ÷ +70	20; АД1
Bất kỳ (dung dịch nước)	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Cт 10
	≤ 120	Х 28; Х 28 АН; Х28Н4
≥ 20(dung dịch)	Bất kỳ	С 15
100 (khí khô)	≤ 100	Graphit và than tẩm nhựa fenol
100 (khí khô)	≤ 60	Gốm chịu axit, thủy tinh borosilicat, asovinil, viniplat, polizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ
Bất kỳ (dung dịch nước)	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Sứ chịu axit, đá điabat đúc, grafit và than tẩm nhựa fenol.
Dung dịch loãng trong nước	≤ 100	Polizobutilen với phụ gia ПБСГ
	≤ 40	Polizobutilen không có phụ gia
Bất kỳ (lỏng và khí)	≤ 500	Cactông amiăng khi $p \leq 0{,}3.10^6 N/m^2$
	≤ 375	Paronhit khi $p \leq 4.10^6 N/m^2$
	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Chất dẻo flo - 4 khi $p \leq 10.10^6 N/m^2$

Đối với thiết bị tổng hợp amoniac khi áp suất $p \leq 32.10^6$ N/m^2 ta dùng thép 40 XH với nhiệt độ tường ≤ 50°C; thép 35 XM và HMI với nhiệt độ tường ≤ 250°C. Khi $p \leq 70.10^6$ N/m^2 và nhiệt độ tường $t_t \leq 125$°C ta dùng thép 33XH3MA.

Bảng XII.22. **Anhydric axetic $(CH_3CO)_2O$** [23.333]

Môi trường		Vật liệu
Nồng độ, %	Nhiệt độ, ^oC	
Bất kỳ	Đến nhiệt độ sôi	X17H13M2T
	≤ 60	AD1 (0,12 mm/năm)
Hơi nguyên chất	≤ 200	АД1
Loại có khối lượng riêng tương đối bằng 1,073	≤ 80	X17; X28
	20	1X13 (< 1mm/năm) 2X13 (< 1mm/năm)
Bất kỳ	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Gốm và sứ chịu axit, thủy tinh canxi-natri, men chịu axit
Bất kỳ	≤ 170	Thủy tinh borsilicat, mattit azamit I và II
	≤ 90	Ximăng xám
	20	Asbovinin với amiăng antophilit
< 100	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Graphit và than tẩm nhựa fenol
100	≤ 40	Poliizobutilen không có và có phụ gia PBSG
100	Cho đến nhiệt độ sôi	Chất dẻo flo - 4 khi $p \le 10^6$ N/m^2

e) Các dạng ăn mòn khác như ăn mòn rãnh, ăn mòn mối hàn.

Đối với vật liệu phi kim loại thì ăn mòn hóa học được đặc trưng bằng sự hòa tan và bào mòn bề mặt dưới tác dụng hóa học của môi trường. Khi thiết kế ta cần chú ý đến tất cả các dạng ăn mòn nhưng khi tính sức bền thì trước hết cần đề cập đến ăn mòn bề mặt, đặc trưng của nó là tốc độ ăn mòn tính bằng mm/năm (bảng XII.1). Nói chung người ta có khuynh hướng chọn vật liệu với tốc độ ăn mòn bé nhất. Thường nên chọn vật liệu có tốc độ ăn mòn nhỏ hơn 0,1 mm/năm. Trong các trường hợp sản xuất quan trọng nên chọn vật liệu rất bền hoặc hoàn toàn bền.

Từ bảng XI.21 đến XI.51 giới thiệu phạm vi ứng dụng của vật liệu trong các môi trường ăn mòn với các điều kiện kỹ thuật khác nhau. Trong mỗi một bảng: phần đầu là kim loại và hợp kim, phần tiếp theo là vật liệu phi kim loại cuối cùng là vật liệu để lót.

Bảng XII.23. **Anhiđric sunfuric SO_3** [23.321]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	Nhiệt độ, °C	
Bất kỳ (khí khô)	≤ 400	Cт3; 20 và các loại thép cacbon khác
Ẩm và khô có chứa SO_2	≤ 450	Cт3; IX13; X17; X25; OX18H10T; X18H10T
Bất kỳ (khí khô)	Bất kỳ kể cả nhiệt độ cao	Đá anđezit, gạch chịu axit, đá bazan đúc
Bất kỳ (khí ẩm)	≤ 120	Gỗ tráng bakelit
	20	Viniplat
2	≤ 40	Caosu để lót mã hiệu 1976M; 2566 và 4476
≤ 20	20	Faolit
Bất kỳ	≤ 500	Cactông amiăng chịu axit khi $p \le 0,3.10^6$ N/m^{26}
	≤ 375	Paronhit khi $p \le 4.10^6$ N/m^2

Bảng XII.24. **Anhiđric sunfurơ SO_2** [23.322]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
Bất kỳ (khí khô)	20	АД1; M_3
	≤ 750	МФ15
Bất kỳ (khí khô và ẩm)	20	C_3
	≤ 300	OX18H10T; X18H10T; OX18H12Б; X17H13M2T
Bất kỳ (khí ẩm)	≤ 500	OX18H10T; X18H10T; OX18H12Б, X17H13M2T, (đối với tất cả các loại thì tốc độ ăn mòn ≤ 1,0 mm/năm)
Lỏng	-	АД1
Bất kỳ (khí khô)	≤ 170	Graphit; than đã tẩm nhựa fenol
	≤ 150	Đá anđezit, đá quaczit, gạch sứ và men chịu axit
	≤ 90	Bêtông chịu axit, ximăng xám
	≤ 80	Thủy tinh thạch anh, poliizobutilen không có phụ gia ПБСГ
	≤ 60	Viniplat
Bất kỳ (khí khô và ẩm)		Ebonit 1751; 1726
	≤ 30	Faolit
Bất kỳ (khí khô và ẩm)	≤ 100	Ftoplat-4 khi $p \le 10^7$.N/m^2
	≤ 500	Cactông amiăng chịu axit khi $p \le 0,3.10^6$ N/m^2
	≤ 375	Paronhit khi $p \le 4.10^6$ N/m^2

Bảng XII.25. **Axit axetic CH_3COOH [23.330]**

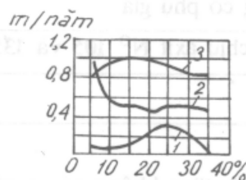
Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, ^oC	
1	2	3
Bất kỳ (dung dịch nước)	≤ 40	X25T; X28; X28AH; X18H10T
	≤ 50	X28H4; АД1
	≤ 100	OX18H10T; X18H10T; X18H9T OX18H12Б; X17H13M2T
	25	M3 (≤ 0,2 mm/năm)
	40	M1 (< 0,8 mm/năm)
1	≤ 90	1X13; 2X13; X17; X28
≤ 5	≤ 25	OX13; 1X13
10 - 50	≤ 40	1X13 (≤ 1mm/năm) 2X13 (< 1mm/năm)
≤ 50		OX17T; 1X17H2
5 - 70	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	OX21H5T
5 - 80		OX21H6M2T; OX17H5Г9АБ
10-100	20	C15
	Đến nhiệt độ sôi	X28л; 34л; C15 (< 1 mm/năm)
100	≤ 75	X17; X28; 1X13 (< 1 mm/năm) 2X13 (< 1mm/năm)
	100	X17; X28 (< 1mm/năm)
40% axit 60% anhidric	25	C15 (< 0,16 mm/năm) C17 (< 0,16 mm/năm)
90% axit 10% anhidric		C15 (< 0,22 mm/năm); C17 (< 0,22 mm/năm)
	Sôi	C15 (< 0,42 mm/năm); C17 (< 0,42 mm/năm)
Axit đóng băng chứa axetanđehic	≤ 40	АД1
Axit đậm đặc	≤ 200	X17H13M2T (< 1mm/năm khi $p \leq 10^6$ N/m^2)
Bất kỳ (dung dịch nước)	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Graphit và than đúc hay tẩm nhựa fenol
	Đến nhiệt độ sôi	Gốm chịu axit
	≤ 180°	Vữa azamit I
	≤ 150°	Đá bazan và điabat đúc
	≤ 70°	Ebonit 1726
	20	Gỗ tẩm nhựa bakêlit

Tiếp bảng XII.25

1	2	3
≤ 25	≤ 40	Viniplat
25 - 60	≤ 60	Viniplat, poliizobtilen có phụ gia ПБСГ và không có phụ gia
10	Đến nhiệt độ sôi	Men chịu axit N° 105 và 135
50	≤ 100	Faolit
70	≤ 40	Poliizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ
80		
Axit đóng băng (98 - 99)	bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Sứ chịu axit, thủy tinh canxi-natri
25 - 90 và axit đóng băng	≤ 100	Chất dẻo flo-4 khi $p < 10^7$ N/m^2
80 - 100	≤ 40	Policlovinyl khi $p < 10^6$ N/m^2

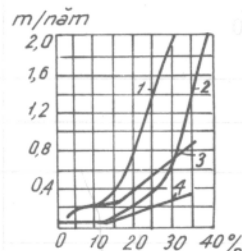
Bảng XII.26. **Axit benzoic C_6H_5COOH** [23.282]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
Bất kỳ (dung dịch)	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	1X13; 2X8; X17; X28; OX18H10T; X18H10T; X18H9T; OX18H12Б
100 (hơi)	≤ 250	HП2; HMЖMц 28-2; 5-1,5
Axit rắn	Thăng hoa	1X13; 2X13; X17; AД1
Bất kỳ (dung dịch)	Bất kỳ	Faolit
	≤ 100	Poliizobutilen không có phụ gia
	≤ 65	Caosu lót mã hiệu 829, 1976-M, 1566, 4476, 4849, 8ЛТИ, ebonit mã hiệu 1814, 1751, 1726, 2169.
	≤ 60	Poliizobutilen có phụ gia ПБСГ
	≤ 40	Viniplat
Bất kỳ Dung dịch)	-	Gốm chịu axit, đá bazan và điabat đúc, thủy tinh thạch anh, thủy tinh canxi-natri, men chịu axit, vữa azamit 1 và II.
≤ 20 (dung dịch)	Từ -30 đến -100	Caosu chịu axit và kiềm mã hiệu 6290 ЛРТИ,4999, 5145 khi $p < 1.10^6$ N/m^2
Bất kỳ	≤ 375	Paronhit khi $p \leq 4.10^6$ N/m^2



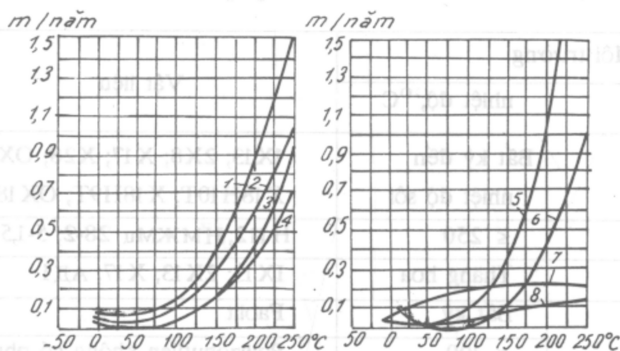
Hình XII.1.

Đặc trưng độ bền ăn mòn của gang МФ15 trong axit clohiđric từ 5 - 35%:
1- ở 30°C; 2- ở 60°C; 3- ở 80°C



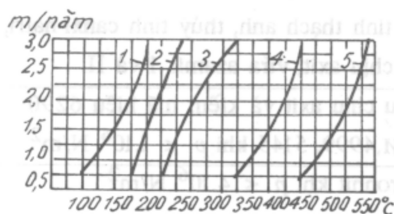
Hình XII.2.

Đặc trưng độ bền ăn mòn của kim loại màu và hợp kim trong axit clohidric nồng độ ≤ 35%:
1- niken НП2 (ở 20°C); 2- đồng M_1 và M_2 (ở 20°C) trong dung dịch không chứa oxy; 3- chì ССу2 và ССу3 (ở 100°C); 4- chì ССу2 và ССу3 (ở 20°C)



Hình XII.3.

Đặc trưng độ bền ăn mòn của kim loại đen, kim loại màu và hợp kim trong HCl khí khan 100%:
1- gang Х28Л và Х34Л; 2- thép 2Х13; 3- thép Х18Н10Т; 4- thép Х17; 5- đồng М1; 6- nhôm АД1; 7- niken ХП2; 8- mônen НМЖМц 28 - 2,5 - 1,5



Hình XII.4.

Đặc trưng độ bền của kim loại đen, kim loại màu và hợp kim trong HCl khí khan ở nhiệt độ cao:
1- đồng М3; 2- gang С15 và МФ15; 3- mônen НМЖМц 28-2, 5-1,5; 4- thép Х18Н10Т; 5- niken НП2

Bảng XII.27. **Axit clohiđric và khí HCl** [23.324]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
0,2	≤50	X17H13M2T
0,5	20	
1,0	20	НДЖМц28-2,5-1,5; A00 (<0,26 mm/năm) АД1 (<0,29 mm/năm); АМцС(<)1μμ/ν™μ)
	100	НМЖМц28-2,5-1,5 (< 1mm/năm)
10	≤ 100	C1 (<0,18 mm/năm)
5 - 35		МФ15
≤ 35	Ứng với đồ thị hình XII.1 ÷ XII.4	Нп2; M1; M2; CCy2; CCy3.
100 (khí HCl khô)		X18Л; X34Л; C15; МФ15; 2X13; X17; X18H10T; M1; M3; АД1; Нп2; НМЖМц 28-2,5-1,5
Bất kỳ (dung dịch nước)	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Chất dẻo flo-4, vữa chịu axit
	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi (không kể nhiệt độ sôi)	Gạch chịu axit, thủy tinh canxi-natri, grafit và than đúc hay tẩm nhựa fenol
	≤ 100	Điabat đúc, faolit
	≤ 90	Ximăng xám
	≤ 80	Polizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ
	≤ 65	Caosu lót của mã hiệu 829, 1976-M, 2566, 4476, 4849
Dung dịch loãng	đến nhiệt độ sôi	Than có nhựa (ngọc huyền-một loại đá để điêu khắc)
5	≤ 100	Thủy tinh thạch anh và thủy tinh brosilicat
≤ 10		Polietilen
18		Đá anđezit
30	≤ 60	Gỗ tẩm nhựa bakelit
20-36		Đá hoa cương
35,5	≤ 50	Đá quaczit
38	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Điabat đúc
Axit đặc		Anđezit
	≤ 1000	Sứ chịu axit
	≤ 30	Polistiron
	20	Men chịu axit
30	≤ 40	Viniplat
31-100	≤ 60	Viniplat
Bất kỳ	Đến nhiệt độ sôi	Chất dẻo flo-4 khi $p \leq 10.10^6 N/m^2$
	≤70	Policlovinyl khi $p \leq 10^6 N/m^2$
Dung dịch loãng trong nước	Đến nhiệt độ sôi	Cactông amiăng chịu axit khi $p \leq 0,3.10^3 N/m^2$
		Paronhit khi $p \leq 4.10^6 N/m^2$
	Từ - 30 đến + 100	Caosu chịu kiềm và axit mã hiệu 6290 PT, 4999 và 5145 khi $p \leq 10^6 N/m^2$
	Đến nhiệt độ sôi	Cactông amiăng chịu axit khi $p \leq 2,5.10^5 N/m^2$
	≤ 100	Paronhit YB-10 khi $p \leq 2,5.10^6 N/m^2$

Bảng XII.28. **Axit lactic $CH_3CH(OH)COOH$** [23.300]

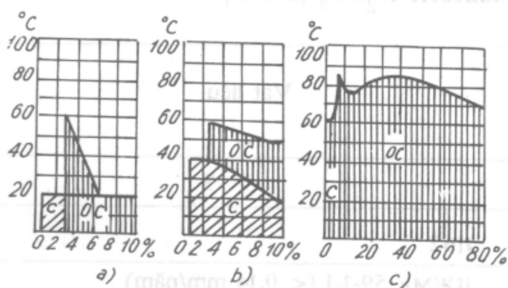
Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
Bất kỳ	0-100	OX18H10T; X18H10T; X18H9TЛ; OX18H12Б
≤ 5	đến nhiệt độ sôi	
10	100	X17H13M2T
25-50	90	
Bất kỳ	Bất kỳ kể cả nhiệt độ sôi	Gốm và sứ chịu axit, bazan và điabat đúc, thủy tinh thạch anh, thủy tinh canxi-natri, faolit.
	Bất kỳ chưa đến nhiệt độ sôi	Graphit và than đá tẩm nhựa fenol
	≤ 45	Textolit
	Bất kỳ	Vữa chịu axit
< 10	≤ 40	Viniplat polilzobutilen không có và có phụ gia ПБСГ
10-90	≤ 90	Gỗ tẩm bakêlit
90	≤ 100	Polilzobutilen không có và có phụ gia ПБСГ
Axit loãng và axit đặc	90	Ximăng xám
≤ 20	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Caosu chịu kiềm và chịu axit mã hiệu 6290 ЛРТИ; 4999; 5145; khi $p \leq 10^6 N/m^2$
	20	Cactông amiăng chịu axit khi $p \leq 0,3.10^6 N/m^2$
Bất kỳ	60	Chất dẻo flo-4 khi $p \leq 10^7. N/m^2$
10	≤ 60	Polilzobutilen không có và có phụ gia ПБСГ; viniplat

Bảng XII.29. **Axit fomic HCOOH** [23.302]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
Bất kỳ	≤ 50	X28H4
0,5	≤ 70	IX13; 2X13; X17; X28
Dung dịch loãng	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	OX18H10T; X18H10T; X18H9TЛ; OX18H12Б
3-20	20	АД1
15-25	đến nhiệt độ sôi	OX21H6M2T
10-50	20	1X13; 2X13; X17
	≤ 70	C15; MΦ15
	≤ 100	C15 (< 1 mm/năm) MΦ15 (< 1mm/năm)
50-100	20	OX18H10T; X18H10T; X18H9TЛ; OX18H12Б
	Sôi	X17H13M2T (< 1,0 mm/năm)
50	≤ 70	OX21H6M2T
Bất kỳ	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Gốm và sứ chịu axit, thủy tinh canxi-silicat, men chịu axit N° 105
	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Graphit và than đá tẩm nhựa fenol
	≤ 170	Vữa azamit I và II
	≤ 90	Ximăng xám
	≤ 60	Ebonit mã hiệu 1751; 1726
≤ 40	Đến nhiệt độ sôi	Faolit
≤ 50	≤ 40	Viniplat
	≤ 60	Poliizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ
100	20	Viniplat poliizobutilen có phụ gia ПБСГ
	60	Viniplat
Bất kỳ	Đến nhiệt độ sôi	Chất dẻo flo-4 khi $p \leq 10.10^6$ N/m^2
≤ 20	≤ 60	Caosu chịu kiềm và axit mã hiệu 6290 ЛРТИ, 4999, 5145 khi $p \leq 10^6$ N/m^2

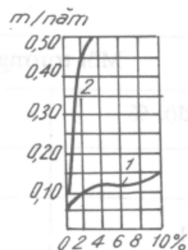
Bảng XII.30. **Axit nitric HNO_3** [23.273]

Môi trường: nồng độ, %	Môi trường: nhiệt độ, °C	Vật liệu
Bất kỳ	≤ 25	OX13, IX13
	≤ 50	OX17T, X17, IX17H2
1	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	X28Л, X34Л
35		OX21H5T; OX1TH5Г9AБ (0,15 mm/năm)
45		OX21H5T (0,14 mm/năm)
		OX17H5Г9AБ (0,33 mm/năm)
50	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	OX17H5Г9AБ (0,40 mm/năm)
55		OX21H5T (0,23 mm/năm)
		OX17H5Г9AБ (0,50 mm/năm)
37-66	20	X28Л, X34Л
65	≤ 70	OX21H5T, OX17H5Г9AБ
≤ 65	Bất kỳ	X25T, X28, X28AH, X28H4
93-99	≤ 55	AOO
Bất kỳ	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Anđezit, quaczit, gạch và sứ chịu axit, bazan và điabat đúc, thủy tinh thạch anh và thủy tinh canxi-natri, vữa chịu axit với phụ gia là bột anđezit và thạch anh
≤ 5	20	Caosu lót mã hiệu 1976-M, 2566, 4476
≤ 10	≤ 85	Graphit và than đá tẩm nhựa fenol
	≤ 30	Caosu lót mã hiệu 343
≤ 20	20	Ebonit mã hiệu 1726; 1751; 2169
≤ 30	≤ 50	Poliizobutilen không có phụ gia
≤ 30	≤ 90	Ximăng xám
≤ 40	20	Bêtông chịu axit
	≤ 40	Vữa azamit II
≤ 50	≤ 50	Vinipiat, poliizobutilen có phụ gia ПБСГ
50	Sôi	Men chịu axit N° 105
65	≤ 60	Đá hoa cương
Dung dịch loãng	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Cactông amiăng chịu axit khi $p \le 0,3.10^6$ N/m²; paronhit khi $p \le 4.10^6$ N/m²; caosu chịu axit mã hiệu 6290ЛРТИ 4999 và 5145 khi $p \le 10^6$ N/m²
Dung dịch đậm đặc		Cactông amiăng chịu axit khi $p \le 25.10^6$ N/m²
	≤ 100	Paronhit YB-10 khi $p \le 2,5.10^6$ N/m²
Dung dịch đậm đặc và axit bốc khói	≤ 60	Chất dẻo flo-4 khi $p \le 10.10^6$ N/m²



Hình XII.5.

Đặc trưng độ bền của crôm và thép crôm-niken trong axit oxalic: a) thép X17 và X28; b) thép OX18H10T; X18H10T và OX18H12Б; c) thép X17H13M2T



Hình XII.6.

Đặc trưng độ bền của nhôm A1 và AД1 trong axit oxalic: 1- ở 20°C; 2- ở 70 - 80°C

Bảng XII.31. **Axit oxalic** $H_2C_2O_4$ [23.343]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
≤ 3	≤ 60	X28; X28AH; X28H4
≤ 5		X25T
10	đến nhiệt độ sôi	OX21H6M2T; OX17H5Г9AБ (≤ 0,31 mm/năm)
10-80	ứng với hình XII.5, XII.6	X17; X28; OX18H10T; 18H10T; OX18H12Б (xem hình XII.5), A1 và AД1 (xem hình XII.6)
	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Graphit và than đá đúc hay tẩm nhựa fenol, faolit, vữa chịu axit
Bất kỳ (trong dung dịch nước)	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi (không kể đến nhiệt độ sôi)	Gốm và sứ chịu axit; bazan và điabat đúc; thủy tinh canxi-natri
	≤ 90	Ximăng xám
	≤ 50	Textolit
	≤ 25	Men chịu axit
Dung dịch bão hòa khi lạnh	≤ 100	Poliizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ
	≤ 80	Poliizobutilen không có phụ gia
	≤ 60	Viniplat
Bất kỳ	≤ 60	Chất dẻo flo-4 khi $p \leq 10^7$ N/m^2
	≤ 40	Policlovinil khi $p \leq 1.10^6$ N/m^2
≤ 20	Từ -30 đến +100	Caosu chịu kiềm và axit mã hiệu 6290ЛРТИ; 4999, 5145 khi $p \leq 1.10^6$ N/m^2
Pha loãng trong dung dịch nước	≤ 60	Poliizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ
	≤ 40	Viniplat

Bảng XII.32. **Axit sunfuric H_2SO_4** [23.315]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
1	2	3
0,01	≤ 50	Л62
0,5	≤ 190	ЛЖМц 59-1-1 (< 0,14 mm/năm) Х18Н10Т (< 0,14 mm/năm)
≤ 5	≤ 50	Х17Н13М2Т
≤ 10	Đến nhiệt độ sôi	НМЖМц 28-2,5-1,5
5-20	≤ 80	ОХ21Н6М2Т (< 0,3 mm/năm)
10-35		Бр.АЖ 9-4 (< 0,185 mm/năm)
10-40		М1
≤ 40	20	Х17Н13М2Т
≤ 50	≤ 80	ОХ23Н28М3Д3Т
35-55		Бр.АЖ 9-4
≤ 75	≤ 40	С3
≤ 76	≤ 80	ОХ23Н28М3Д3Т (< 1,0 mm/năm)
78	20	Х28Л; Х34Л
	100	С3 (0,164 mm/năm)
2-80	≤ 100	С15 (< 0,3 mm/năm)
	≤ 120	ССу2
≤ 80	Đến nhiệt độ sôi	С2
≤ 90	20	С3
90-95		ОХ18Н10Т, Х18Н10Т, Х18Н9ТЛ
2-95	≤ 50	С15
95	≤ 100	
≤ 95	20	С2
6-96		М3
Bão hòa (hydro)	35	М3 (0,22 mm/năm)
98	≤ 80	ОХ21Н6М2Т (0,117 mm/năm) ОХ17Н5Г9АБ (0,137 mm/năm)
65-98	20	1Х13; 2Х13; 10 (0,17 mm/năm)
98	≤ 70	ОХ21Н5Т; (< 0,16 mm/năm); ОХ21Н6М2Т (< 0,12 mm/năm)
	≤ 90	С3 (< 0,294 mm/năm)

Tiếp bảng XII.32

1	2	3
99 100	20	X17H13H2T CCy2
Bất kỳ	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Sứ chịu axit, thủy tinh thạch anh
Bất kỳ	Đến nhiệt độ sôi (không kể nhiệt độ sôi)	Than đá đóng khuôn
	≤ 150	Men chịu axit
	20	Vữa chịu axit (phụ gia andezit)
≤ 30	≤ 80	Asbovinit với amiăng antophilit
≤ 50	≤ 65	Caosu lót mã hiệu 829
≤ 65	20	Asbovinit với amiăng antophilit
≤ 70	20	Caosu lót mã hiệu 4849 ebonit 1751, 1752, vữa azamit I và II
	≤ 70	Caosu lót 2566, 4476, 1976-M
	≤ 100	Gỗ tẩm bakelit
10 - 20	20	Polietilen
25 - 75	Đến nhiệt độ sôi	Graphit và than tẩm nhựa fenol
76 - 96	≤ 80	
30 - 40	20	Polistyrol ép và tẩm
Dung dịch loãng	≤ 100	Asbovinil với amiăng antophilit và amiăng crizotin
40	≤ 60	Polietilen
96	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Đá chịu axit (quaczit, fenzit-pocphia) sành chịu axit, đá bazan và điabat đúc
Dung dịch loãng	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Cactông amiăng chịu axit khi $p \leq 0,3.10^6$ N/m² Paronhit khi $p \leq 4.10^6$ N/m²
≤ 20	Từ -30 đến +100	Caosu chịu kiềm và axit mã hiệu 6290 ЛРТИ, 4999 và 5145 khi $p \leq 1.10^6$ N/m²
≤ 50	≤ 65	Chất dẻo poliđovinil khi $p < 1.10^6$ N/m²
51 - 76	≤ 30	
80	Đến nhiệt độ sôi	Chất dẻo flo-4 khi $p \leq 1.10^7$ N/m²
Axit đậm đặc	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Cactông amiăng chịu axit khi $p \leq 0,25.10^6$ N/m²; paronhit YB-10 khi $p \leq 2,5.10^0$ N/m²
≤ 96	≤ 100	Faolit, viniplat poliizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ

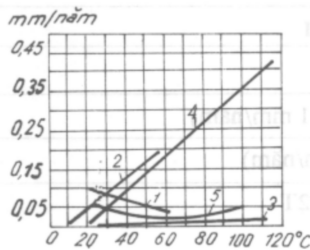
Bảng XII.33. **Axit sunfurơ H_2SO_3** [23.321]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, ^oC	
1	2	3
Bất kỳ	20	Đồng thau các loại
0,3 - 0,5		OX18H10T; X18H10T
0,3	≤ 40	C3
0,5	≤ 75	
4,5	≤ 130	OX18H10T; X18H10T
20	20	OX18H10T; X18H10T; OX18H12Б X17HBM2T
Dung dịch bão hòa		OX18H10T; X18H20T; OX18H12Б khi $p \le 0{,}4.10^6$ N/m^2
	≤ 200	X17H13M2T khi $p \le 2.10^0$ N/m^2
Bất kỳ	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Faolit, graphit và than đá tẩm nhựa fenol
	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi không kể nhiệt độ sôi	Sứ chịu axit, ximăng chịu axit
	≤ 300	Men chịu axit
	Bất kỳ	Thủy tinh, thạch anh, đá bazan đúc
	≤ 90	Sứ chịu axit, gỗ tẩm bakêlit, textolit, bêtông chịu axit, ximăng xám
	≤ 65	Caosu lót 829; 1976-M; 2566; 4476; 4849
	≤ 40	Viniplat
Bất kỳ	Đến nhiệt độ sôi	Chất dẻo flo-4 khi $p \le 10^7$ N/m^2
	≤ 30	Chất dẻo policlovinyl khi $p \le 10^6$ N/m^2
Dung dịch loãng	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Cactông amiăng chịu axit khi $p \le 0{,}3.10^6$ N/m^2 paronhit khi $p \le 4.10^6$ N/m^2
	Từ –30 đến +100	Caosu chịu kiềm và axit mã hiệu 6290ЛРТИ; 4999 và 5145 khi $p \le 1.10^7$.N/m^2

Bảng XII.34. **Axit photphoric H_3PO_4** [23.335]

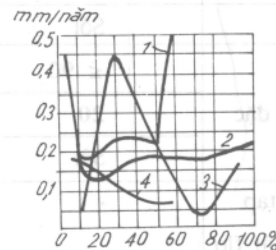
Môi trường %		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
1	2	3
Bất kỳ	≤ 50	X25T, X28, X28AH, X28H4
1	≤ 140	X17H13M2T, OX18H10T (< 1 mm/năm)
≤ 10	≤ 50	X17, IX17H2
10	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	C15
≤ 20		OX17T
5 - 70	≤ 80	OX21H6M2T
15 - 50	Sôi	
70		OX21H6M2T (0,15 mm/năm)
77	≤ 100	OX21H6M2T; OX21H5T
≤ 85	≤ 70	OX17T
10 - 40	Sôi	X28Л; X34Л
Axit đậm đặc	≤ 90	Бр. АЖ 9-4
	20	C.15; C1 (< 1 mm/năm)
	Sôi	C.15 (< 1mm/năm)
Axit nóng làm tạp chất của hợp chất flo	-	OX23H28M2T
Bất kỳ	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Graphit và than đá tẩm nhựa fenol, đá bazan và diabat đúc
	≤ 70	Caosu lót mã hiệu 1976-M, 2566, 4849, 4476 và ebônit 1751, 2169 và 1726
≤ 30	≤ 40	Viniplat
31-100	≤ 60	
≤ 85	≤ 100	Poliizobutilen với phụ gia ПБСГ
	≤ 60	Poliizobutilen không phụ gia
≤ 85	Đến nhiệt độ sôi	Vữa chịu axit
	≤ 90	Ximăng xám
50	≤ 100	Faolit
75	≤ 25	
85	≤ 50	

1	2	3
Bất kỳ	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Chất dẻo flo-4 khi $p \leq 10^6$. N/m²
Dung dịch loãng		Cactông amiăng chịu axit khi $p \leq 0,3.10^6$ N/m² paronhit, khi $p \leq 4.10^6$ N/m²
	Từ -30 đến +100	Cao su chịu kiềm và axit mã hiệu 6290 ЛРТИ 4999, 5145 khi $p \leq 10^6$ N/m²
Dung dịch đậm đặc	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Cactông amiăng chịu axit khi $p \leq 0,25.10^6$ N/m²
	≤ 100	Paronhit YB-10 khi $p \leq 0,25.10^6$ N/m²
100	≤ 60	Chất dẻo polivinyl khi $p \leq 10^6$ N/m²



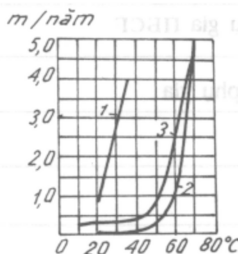
Hình XII.7.

Đặc trưng độ bền của mômen НМЖМц 28-2,5-1,5 trong axit flohiđric:
1- axit 5%; 2- axit 10%; 3- axit 48%; 4- axit 70%; 5- axit 98%



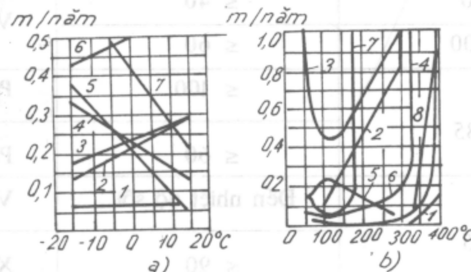
Hình XII.8.

Đặc trưng độ bền của kim loại và hợp kim trong axit flohiđric ở 20°C:
1- đồng M_1 và M_2; 2- đồng thau Л62; 3- niken НП2; 4- chì C_1



Hình XII.9.

Đặc trưng độ bền của thép cacbon 08, 10 và 20 trong axit flohiđric đậm đặc:
1- axit 93%; 2- axit 98%; 3- axit 100%



Hình XII.10.

Đặc trưng độ bền của kim loại và hợp kim trong HF lỏng và khí có chứa 0,5 ÷ 3% H_2O: a) HF lỏng, b) HF khí
1- mômen НМЖМц 28-2,5-1,5; 2- nhôm A1 và АД1; 3- đồng M1 và M2; 4- thép 2X13 và X17; 5- đồng thau Л62; 6- niken НП2 và НП3; 7- thép X18 và X18H10T

Bảng XII.35. **Axit flohiđric HF** [23.338]

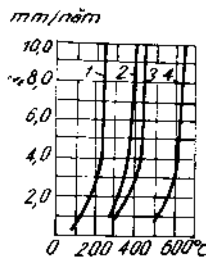
Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
Bất kỳ	Xem hình XII.7 XII.8, XII.9	НМЖМц 28-2,5-1,5; M_1; M_2; НП2; С1
Đậm đặc		08; 10; 20
Axit lỏng và khí chứa 0,5 đến 3% H_2O	Xem hình XII.10	Kim loại đen, kim loại mầu và hợp kim ứng với hình XII.10
HF khô (lỏng và khí)	≤ 30	Ст3, 10, 20, 20k, 25, 30, 35, 40, 16ГС (3H); 09Г2С(M)
	50	Các loại thép cacbon và thép không gỉ loại thấp và tốc độ gỉ là 0,5 mm/năm
≤ 40	≤ 25	Gỗ tẩm bakêlit
	20	Viniplat
≤ 48	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Than chì và than đá tẩm nhựa fenol
≤ 50	≤ 65	Caosu lót 829, 1976-M, 2566, 4476, 4849,
	≤ 50	Ebonit 1726
	≤ 40	Ebonit 6024
≤ 60	≤ 85	Graphit và than đá tẩm nhựa fenol
	20	Poliizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ
≤ 80	20	Graphit và than tẩm nhựa fenol
Đậm đặc	≤ 60	Polietilen
	20	Polistirol
Hỗn hợp axit HF và axit nitric	-	Graphit và than tẩm nhựa fenol vữa fenol formanđehit với phụ gia graphit
HF khô	≤ 400	Than chì và than đá đóng khuôn
50	≤ 65	Caosu chịu kiềm và axit mã hiệu 6290 ЛРТИ; 4999; 5145 khi $p \leq 1.10^6$ N/m^2
60	≤ 38	Chất dẻo policlovinyl $p \leq 1.10^6$ N/m^2
HF khô	≤ 100	Chất dẻo flo-4 khi $p \leq 10.10^6$ N/m^2

Bảng XI1.36. **Axit flosilic H_2SiF_6** [23.296]

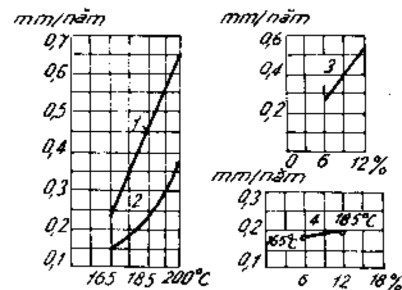
Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
≤ 25 (dung dịch nước)	≤ 70	σX23H28M3Д3T
100 (hơi)	≤ 100	OX18H10T; X18H10T; X18H9TЛ; OX18H12Б
Bất kỳ (dung dịch nước)	Đến nhiệt độ sôi	Faolit (grapholit)
	≤ 65	Cao su lót 829, 1976-M, 2566, 4476, 4849 và ebonit 1751, 1726
≤ 10	≤ 40	Gốm chịu axit
≤ 32	≤ 60	Poliizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ, viniplat
Dung dịch loãng (trong nước)	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Cactông amiăng chịu axit khi $p \le 0,3.10^6$ N/m² paronhit khi $p \le 4.10^6$ N/m²
≤ 20 (dung dịch nước)	Từ -30 đến +100	Caosu chịu kiềm và axit mã hiệu 6290 ЛРТИ, 4999, 545 khi $p \le 10^6$ N/m²
≤ 32 (dung dịch nước)	≤ 60	Chất dẻo policlovinyl khi $p \le 10^6$ N/m²
Dung dịch đậm đặc	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Cactông amiăng chịu axit khi $p \le 0,25.10^6$ N/m²
	≤ 100	Paronhit YB-10 khi $p \le 2,5.10^6$ N/m²

Bảng XII.37. **Benzen C_6H_6** [23.282]

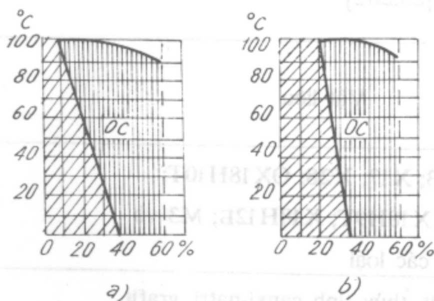
Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
Bất kỳ (benzen tinh khiết)	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	1X13; 2X13; X17; X28; OX18H10T; X18H10T, X18H9T; X18H12Б; M3 và đồng vàng các loại
Bất kỳ	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Sứ chịu axit, thủy tinh canxi-natri, grafit và than đá đóng khuôn
100	≤ 170	Vữa azamit I
	≤ 150	Men chịu axit
	≤ 100	Faolit
	≤ 80	Tectolit
	≤ 60	Polietilen
	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Graphit và than đá tẩm nhựa fenol, chất dẻo flo-4
Bất kỳ	≤ 500	Cactông amiăng chịu axit khi $p \leq 0{,}3.10^6$ N/m^2
	≤ 120	Cactông tẩm các chất đặc biệt khi $p \leq 10^6$ N/m^2
	≤ 50	Caosu chịu benzen mã hiệu C-571ЛРТИ khi $p \leq 10^6$ N/m^2



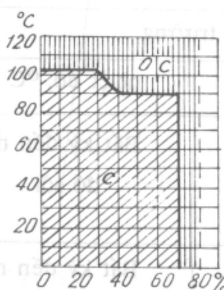
Hình XII.11.
Đặc trưng độ bền của kim loại và hợp kim trong clo ở nhiệt độ cao:
1- thép 10 và 20; 2- thép OX18H10T;
3- thép X17H13M2T; 4- niken HП-2



Hình XII.12
Đặc trưng độ bền của thép X17H13M2T trong urê ngậm nước hay chứa amoniac dư:
1- urê chảy lỏng; 2- urê 12% với NH_3 dư ($p = 60.10^6$ N/m^2);
3- urê ngậm nước (165°C); 4- urê có NH_3 dư
($p = 30.10^6$ N/m^2)



Hình XII.13.
Đặc trưng độ bền của thép crôm trong NaOH nồng độ ≤ 60%:
a) thép 1X13 và 2X13;
b) thép X17 và X28



Hình XII.14.
Đặc trưng độ bền của thép crôm-niken trong NaOH nồng độ ≤ 80%:
(X18H10T và OX18H12Б)

Bảng XII.38. **Clo** Cl_2 [23.339]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
100 (khí khô)	≤ 40	CT3, 10, 20, 20k khi p ≤ $0,6.10^6$ N/m^2
	Ứng với hình XII.11	Xem hình XII.11
100 (clo lỏng)	-	CT3; 10; 20; 20k khi p ≤ $1,2.10^6$ N/m^2
100 (khí khô)	Bất kỳ	Graphit và than đóng khuôn
	500	Thủy tinh thạch anh
	20	Graphit và than đá tầm nhựa fenol
	≤ 800	Vữa chịu axit (Tb)
	≤ 40	Poliizobutilen có phụ gia ПБСГ (Tb)
	20	Cao su lót 829; 1976M, 2566, 4476; gạch chịu axit (Tb)
Clo ẩm	≤ 100	Thủy tinh thạch anh
100 (khí khô và ẩm)	≤ 90	Asbovinil với amiăng antophilic
	≤ 70	Ebonit 2169
	≤ 60	Faolit
Clo loãng	-	
Bất kỳ (khí khô, ẩm và clo lỏng)	≤ 500	Cactông amiăng chịu axit khi p ≤ $0,3.10^6$
	≤ 375	Paronhit khi p ≤ $4. 10^6$ N/m^2
	≤ 30	Phibro lót khi p ≤ $15. 10^6$ N/m^2
100 (khí khô)	Từ −10 đến +50	Chất dẻo policlovinyl khi p ≤ $0,6.10^6$ N/m^2

Bảng XII.39. **Đicloêtan (CH_2Cl-CH_2Cl)** [23.285]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
100 (tinh khiết, khô)	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	0Х18Н10Т, Х18Н10Т, Х18Н9ТЛ, АД1
	Sôi	С1; С2; С3
100 (kỹ thuật)	-	СТ3
100 (kỹ thuật và tinh khiết)	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	Men chịu axit; graphit và than đá tẩm nhựa fenol
	≤ 70	Faolit tectolit, vữa azamit I và II
100 (kỹ thuật và tinh khiết)	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Cactông amiăng chịu axit khi $p \le 0{,}3.10^6$ N/m^2, các tông tẩm các chất đặc biệt khi $p \le 10^6$ N/m^2

Bảng XII.40. **Flo F_2** [23.117]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
100 (thể khí)	≤ 250	А00; А0; АД1; АМцС; АМг-5В; М3; М3С; Л62; ЛЖМц 59-1-1
	≤ 400	НП2; НМЖМц 28-2,5-1,5
100 (lỏng)	-185	А00; А0; АД1; АМцС; АМг-5Б; М3; М3С; Л62; АЖМц 59-1-1

Khi tăng nhiệt độ và ở nhiệt độ cao tất cả kim loại và hợp kim chảy trong môi trường khí flo. Các lớp cặn bẩn của chất hữu cơ (ví dụ như mỡ) và nước trên bề mặt kim loại có phản ứng mạnh với flo, tỏa nhiệt lớn, do đó làm tăng cục bộ nhiệt độ, đó là nguyên nhân gây nên bốc lửa và cháy kim loại.

Bảng XII.41. **Hiđro H_2** [23.284]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
100 (khí khô, hơi ẩm và hidro lỏng)	Từ -10 đến +30	CT3; 10
	từ -40 đến +200	16ГС (3Н); 20
	Từ -70 đến +200	09Г2С(М)
	Từ -254 đến +200	АОО; АО; АД1; АМцС; АМг3; АМг5; АМг5В
	Từ -254 đến +250	Л62; Л59-1; ЛЖМц 59-1; М3; М3С; ОХ18Н10Т; Х18Н10Т; Х18Н9ТЛ
100 (khí khô)	≤ 100	Thủy tinh thạch anh, men chịu axit, poliizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ
	≤ 60	Viniplat
100 (khí khô, hơi ẩm và hiđro lỏng)	≤ 375	Paronhit khi $p \leq 4.10^6$ N/m^2
	≤ 500	Cactông amiăng khi $p \leq 0,3.10^6$ N/m^2
	≤ 120	Cactông graphit không thấm hiđro khi $p \leq 1.10^6$ N/m^2
	≤ 30	Da khi $p \leq 4.10^6$ N/m^2
100 (khí khô)	Từ -30 đến +140	Caosu kỹ thuật (1) bền nhiệt khi $p \leq 10^6$ N/m^2

(1) Theo ГОСТ 7338-55-qui chuẩn quốc gia của Liên Xô cũ .

Đối với các thiết bị làm việc trong môi trường chứa hidro ở áp suất $p \leq 32.10^6$ N/m^2, người ta dùng thép 40XH khi nhiệt độ tường $t_T \leq 50$°C dùng thép 35XH và HM1 khi nhiệt độ tường ≤ 250°C.

Khi áp suất $p \leq 70.10^6$ N/m^2 và $t \leq 250$°C người ta dùng thép 33XH3MA.

Bảng XII.42. **Lưu huỳnh S** [23.314]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
Khí lò có nồng độ lưu huỳnh cao	≤ 100	X25T; X28; X28H4
Môi trường có chứa lưu huỳnh	≤ 600	OX13; 1X13
Lưu huỳnh chảy lỏng 100%	130	1X13; 2X13; X17; X28; OX18H10T; X18H10T; đồng vàng các loại (gỉ không đáng kể)
Lưu huỳnh chảy lỏng 100%	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	Gạch và men chịu axit, thủy tinh canxi-natri, vữa chịu axit
	≤ 400	Than chì và than đá đóng khuôn
	≤ 130	Faolit; vữa azamit I và II
Lưu huỳnh nước 100%	20	Chất dẻo flo-4 khi $p \le 10.10^6$ N/m^2
	≤ 70	Chất dẻo policlovinyl khi $p \le 10^6$ N/m^2

Bảng XII.43. **Hiđro peoxit H_2O_2** [23.312]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
1	2	3
6	20	АД1
20	≤ 80	1X13; 2X13; X17
30	20	OX18H10T; X18H10T; OX18H12Б
90 (tinh khiết)	20	1X13
	≤ 50	АД1

nồng độ, %	nhiệt độ, °C	Vật liệu
90 (kỹ thuật)	20	X28; OX18H10T
Bất kỳ	Đến nhiệt độ sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	X17H13M2T; OX18H10T (< 1,0mm/năm)
Bất kỳ	Đến nhiệt độ sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	Gốm chịu axit, thủy tinh thạch anh, faolit
≤ 10	≤ 50	Ebonit 1751, 1726
≤ 20		Viniplat, poliizobutilen có phụ gia ПБСГ
≤ 30	≤ 25	Caosu lót 829, 1976-M, 2566, 4476, 4849 và ebonit 1751, 1726
40	—	
Bất kỳ	≤ 300	Cactông amiăng chịu axit khi $p \leq 0,25.10^6$ N/m^2
	≤ 100	Paronhit YB-10 khi $p \leq 2,5.10^6$ N/m^2
≤ 30	≤ 25	Chất dẻo flo-4 khi $p \leq 10.10^6$.N/m^2
30	≤ 38	Chất dẻo policlovinyl khi $p \leq 10.10^6$ N/m^2

Bảng XII.44. **Kali hiđroxit KOH** [23.288]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
1	2	3
Bất kỳ (dung dịch nước)	≤ 50	X17; OX17T; 1X17H2
	≤ 90	X25T
	≤ 120	X28; X28AH; X28H4
≤ 5	≤ 50	OX13; 1X13
10	Sôi	C15 (< 1,0 mm/năm)

Tiếp bảng XII.44

1	2	3
10 - 50	20	C15
20		СЧЩ-1
	≤ 50	СЧЩ-2
20-25	Đến nhiệt độ sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	1X13; 2X13; X17; X28; X18H10T; X18H9TЛ
	≤ 400	СЧЩ -1 (< 1,0 mm/năm)
98 (nóng chảy)	≤500	НП2
Bất kỳ (dung dịch nước)	≤ 70	Caosu lót 1796-M; 2566, 4476 và ebonit 1751, 1726
Dung dịch loãng	≤ 60	polietylen
	20	Men chịu axit
≤ 40	≤ 40	Viniplat
	≤ 60	Poliizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ
≤ 50	20	Sứ chịu axit
50 - 60	≤ 60	Viniplat
50	≤ 100	Poliizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ
60	≤ 60	
Dung dịch đậm đặc		Viniplat; polietilen
Dung dịch loãng	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	Cactông amiăng chịu kiềm khi $p \leq 0{,}3.10^6$ N/m^2 Paronhit khi $p \leq 1.10^6$N/m^2
	Từ -30 đến + 100	Caosu chịu kiềm và axit 6290 ЛПТИ 4999, 5145 khi $p \leq 1.10^6$N/m^2
Bất kỳ (dung dịch nước)	≤ 100	Chất dẻo flo-4 khi $p \leq 10.10^6$N/m^2

Bảng XII.45. **Rượu metylic CH_3OH** [23.328]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	Nhiệt độ, °C	
Bất kỳ	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	АД1; Х17; Х28; ОХ18Н10Т; Х18Н10Т; Х18Н9ТЛ; ОХ18Н12Б; М3; М3С; đồng vàng các loại
Bất kỳ (dung dịch nước)	≤ 65	Caosu lót 829; 1976-M; 2566; 4476; 4849 và ebonit mã hiệu 1751; 1726
	Đến nhiệt độ sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	Sành và men chịu axit
	≤ 100	Faolit
	≤ 80	Tectôlit, vữa azamit I và II
	20	Polietilen, ximăng xám, gỗ, asbovinin, polistyrol
100	≤ 40	Viniplat
100	≤ 65	Polizobutilen có phụ gia ПБСГ
	≤ 85	Polizobutilen không có phụ gia
Bất kỳ (dung dịch nước)	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	Cactông amiăng chịu axit khi $p \leq 0{,}3.10^6 N/m^2$; Paronhit khi $p \leq 4.10^6 N/m^2$, caosu chịu kiềm và axit 6290 ЛПТИ, 4999, 5145 khi $p \leq 10^6 N/m^2$
	Từ -15 đến +20	Chất dẻo policlovinyl khi $p \leq 10^6 N/m^2$

Bảng XII.46. **Rượu etylic C_2H_5OH** [23.328]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
Bất kỳ (Dung dịch nước)	Bất kỳ nhiệt độ sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	1X13; 2X13; X17; X28; OX18H10T; X18H10T, X18H9TЛ, OX18H12Б, M3 và đồng vàng các loại
	20	АД1
100		CT3; O8Kп; 10; 20; 20K
Bất kỳ (trong dung dịch nước)	≤ 60	Cao su lót 829, 1976-M, 2566, 4476 và ebonit mã hiệu 1726, 1751
	≤ 40	Viniplat poliizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ
50	≤ 25	Polistyrol
96 (dung dịch nước)	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	Graphit và than đá tẩm nhựa fenol
	≤ 25	Polistyrol
	20	Ashovinit với amiăng antophilit amiăng hay với krizotin amiăng
100	≤ 60	Poliizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ
Bất kỳ (dung dịch nước)	Đến sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	Chất dẻo flo-4 khi $p \leq 10.10^6 N/m^2$
	Từ -30 đến +100	Cao su chịu kiềm và axit mã hiệu 6290 ЛПТИ, 4999, 5145 khi $p \leq 10^6 N/m^2$
	Đến sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	Paronhit khi $p \leq 4.10^6 N/m^2$

Bảng XII.47. **Cacbon disunfua CS_2** [23.323]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
Bất kỳ	đến sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	CT3; АД1
Bất kỳ	đến sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	Đá bazan và diabat đúc, men chịu axit
100 (khí khô)	20	Viniplat (tương đối bền)
Bất kỳ (khí ẩm	-	Faolit
100 (khí khô)	20	Chất dẻo policlovinil khi $p \le 10^6 N/m^2$

Bảng XII.48 **Đihiđro sunfua H_2S** [23.323]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
bất kỳ (khí khô)	≤ 100	1X13; 2X13; X17; X28; OX18H10T; X18H10T; X18H9TЛ; OX18H12Б
bất kỳ (khí ẩm)	20	X28; OX18H10T; X18H10T X18H9TЛ; OX18H12Б
80 (khí khô)	≤ 200	CT3; 10; 20; 25 (đối với tất cả các loại tốc độ gỉ ≤ 1,0 mm/năm
100 (lỏng)	-	
Bất kỳ (khí và dung dịch nước)	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	Sành và men chịu axit, thủy tinh canxi-natri
	≤ 130	Faolit
	≤ 80	Poliizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ
	≤ 65	Ebonit 1751, 1726
	≤ 40	Viniplat
Dung dịch bão hòa	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	Graphit và than đá tẩm nhựa fenol
	≤ 65	Caosu lót 829, 1976-M, 2566, 4476, 4849 (Tất cả các loại đều thuộc thang tương đối bền)
Bất kỳ	Từ −30 đến +65	Caosu chịu kiềm và axit mã hiệu 6290ЛРТИ, 4999 và 5145 khi $p \le 10^6 N/m^2$
100 (khí)	≤ 100	Chất dẻo flo-4 khi $p \le 10.10^6 N/m^2$

Bảng XII.49. **Urê $CO(NH_2)_2$** [23]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
Bất kỳ (dung dịch nước)	20	1Х13; 2Х13; Х17; Х18Н10Т; Х18Н9ТЛ; ОХ18Н12Б
Chảy lỏng có chứa NH_3	-	С15; МФ15
Xem hình XII.12	≤ 185	Х17Н13М2Т (hình XII.12)
Bất kỳ	Đến sôi kể cả nhiệt độ sôi	Sành và men chịu axit
≤ 10	≤ 40	Viniplat
≤ 33	≤ 60	Poliizobutilen không có và có phụ gia ПБСГ

Chú thích: ở nhiệt độ tường t_T ≤ 150°C người ta còn dùng niken НП2 để chế tạo thiết bị sản xuất urê (tốc độ ăn mòn ~ 0,8 mm/năm); НМЖМц 28-2,5-1,5; thép ОХ21Н5Т và ОХ21Н6М2Т.

Bảng XII.50. **Cacbon tetraclorua CCl_4** [23.341]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
1	2	3
100 (khô)	20	СТ3; АД1; М3; đồng thau
	Sôi	Đồng thau các loại; СТ3 (≤ 1mm/năm)
CCl_4 ẩm	20	СТ3, ЛС59-1; АД1
	Sôi	С3; СТ3 (≤ 1,4 mm/năm)
CCl_4 có chứa 0,06% H_2O	20	СТ3; СЧ12-28; СЧ15-32; СЧ18-36; М.2; Л62
CCl_4 có chứa 0,12% H_2O độ sôi)	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi (kể cả nhiệt	СТ3; СЧ12-38; СЧ15-32; СЧ18-36; 2Х13
Bất kỳ	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi (kể cả nhiệt độ sôi)	Gốm và sứ chịu axit; thủy tinh canxi-natri
	Bất kỳ đến nhiệt độ sôi	Faolit, graphit và than đá tẩm nhựa fenol
	≤ 150	Men chịu axit

1	2	3
Bất kỳ	≤ 100	Textolit
Bất kỳ	Đến nhiệt độ sôi, kể cả nhiệt độ sôi	Vữa azamit I và II
Bất kỳ	≤ 150	Vữa chịu axit (tương đối bền)
	20	Chất dẻo flo-4 khi $p \leq 10.10^6$ N/m^2
100	≤ 50	Chất dẻo policlovinyl khi $p \leq 10^6$ N/m^2

Bảng XII.51. **Natri hidroxit NaOH** [23.286]

Môi trường		Vật liệu
nồng độ, %	nhiệt độ, °C	
1	2	3
≤ 35	≤ 120	CT3 (1)
	≤ 100	1X13, 2X13, X17; X28 (đặc trưng độ bền xem hình XII.13)
≤ 70		X18H10T; OX18H12Б (đặc trưng độ bền xem hình XII.14)
70		OX21H5T, OX21H6M2T, OX17H5Г9ЛБ
≥ 70	≤ 260	CT3 (1) (< 1 mm/năm)
10-50	20	X28Л; X34Л
10-15	≤ 100	
15	Sôi	
20-50	≤ 50	СЧЩ-1; СЧЩ-2
50	100	СЧЩ-1 (< 1,0 mm/năm) СЧЩ-2 (< 1,0 mm/năm)
Dung dịch đậm đặc	≤ 195	CT3 (1) (< 1,0 mm/năm)

1	2	3
98 nóng chảy	400	СЧЩ-1(1 mm/năm) СЧЩ-2(1 mm/năm)
100 nóng chảy	≤ 480	СТ3 [1] (< 1,0 mm/năm)
Bất kỳ dung dịch nước	≤ 70	Caosu lót 1976-M; 2566; 4476 và ebonit 1751; 1726
Dung dịch nước loãng	Đến sôi kể cả nhiệt độ sôi	Đá điabat đúc
Dung dịch nước loãng	≤ 100	Asbovinil với amiăng antôfilit
Dung dịch nước loãng	20	Men chịu axit và gỗ
≤ 25	≤ 80	Sành chịu axit
≤ 30	≤ 80	Absovinil với amiăng antôfilit
≤ 40	≤ 60	Viniplat, polilzobutilen có phụ gia ПБСГ
≤ 50	20	Asbovinil với amiăng antôfilit
≤ 60	≤ 60	Polilzobutilen không có phụ gia
50 ÷ 60	≤ 60	Polilzobutilen không có phụ gia
Dung dịch nước loãng	Bất kỳ đến sôi kể cả nhiệt độ sôi	Cactông amiăng chịu kiềm khi $p \leq 0,3.10^6$ N/m^2 paronhit khi $p \leq 4.10^6$ N/m^2
Dung dịch nước loãng	Từ -30 đến +100	Caosu chịu kiềm và axit 6290 ЛРТИ; 4999; 5145 khi $p \leq 10^6$ N/m^2
≤ 50	≤ 65	Chất dẻo policlovinyl khi p 10^6 N/m^2

(1) Trong các dung dịch nồng độ lớn hơn 30%, kim loại thép trở nên giòn do xuất hiện gỉ giữa các tinh thể.

CHƯƠNG XIII

TÍNH TOÁN CƠ KHÍ MỘT SỐ CHI TIẾT CHỦ YẾU CỦA THIẾT BỊ HÓA CHẤT

I. KHÁI NIỆM CHUNG

Khi tính toán và thiết kế thiết bị hóa chất, người thiết kế phải tính toán rất nhiều những chi tiết và bộ phận chủ yếu tạo thành thiết bị hóa chất.

Ở đây không nêu đầy đủ tất cả những chi tiết và bộ phận của thiết bị mà chỉ nêu lên một số bộ phận, chi tiết chủ yếu, đặc trưng nhất cho mọi loại thiết bị hóa chất. Những trường hợp riêng lẻ khác ta có thể xem ở một số tài liệu chuyên môn khác.

Người thiết kế nên cố gắng đến mức cao nhất trong việc sử dụng các thiết bị đã được tiêu chuẩn hóa. Công việc đầu tiên của người thiết kế là lựa chọn vật liệu chế tạo thiết bị. Các số liệu làm căn cứ để chọn vật liệu cho ở chương XII.

Người thiết kế cần phải biết trước phương pháp chế tạo, vận chuyển, lắp ráp thiết bị, yêu cầu về an toàn trong sản xuất cũng như tất cả các yêu cầu đặc biệt khác của thiết bị hóa chất.

Các chi tiết và bộ phận cần phải đơn giản, đảm bảo tính kỹ thuật trong chế tạo, kích thước của chúng phải xuất phát từ điều kiện bền vững và chắc chắn của thiết bị, và phù hợp với yêu cầu sản xuất.

Phải cố gắng đến mức cao nhất để giảm tiêu tốn vật liệu và khối lượng của thiết bị, nhưng không làm ảnh hưởng xấu đến các yêu cầu đòi hỏi của thiết bị.

Một điều mà người thiết kế không nên quên là phải chú ý đến vẻ đẹp bên ngoài của thiết bị.

Các công thức tính toán dưới đây đã được đơn giản hóa và rất thông dụng trong việc thiết kế thiết bị hóa chất. Có nhiều công thức được thiết lập từ thực nghiệm, nhưng kết quả tính toán đạt được gần đúng cũng khá tin cậy đối với thiết kế thiết bị hóa chất. Trong những trường hợp đặc biệt đòi hỏi tính toán lý thuyết chính xác ta cần xem các tài liệu chuyên môn.

Khi tính toán sức bền của thiết bị ta phải tính với điều kiện làm việc quá mức có thể xảy ra trong khi sản xuất.

Ví dụ, đối với công thức tính toán có áp suất p thì ta coi đó là hiệu số áp suất lớn nhất giữa áp suất bên trong và bên ngoài của chi tiết hay thiết bị ta cần tính.

Trong trường hợp có thêm các lớp chống ăn mòn (lớp kim loại, lớp mạ, men,

cao su, chất dẻo...) thì khi tính toán ta không kể đến chúng.

Các quá trình hóa lý xẩy ra trong thiết bị hóa chất có thể ở áp suất thường, áp suất chân không hay áp suất dư.

Bảng XIII.1 nêu lên một loạt áp suất dư đối với các thiết bị kim loại. Nó cho phép ta chọn áp suất tính toán qui ước (là áp suất dư cao nhất trong thiết bị ở nhiệt độ tường cao nhất, chưa kể đến áp suất thủy tĩnh của cột chất lỏng trong thiết bị) trong thiết bị hóa chất (1).

Bảng XIII.1. **Áp suất dư tính toán qui ước đối với thiết bị hóa chất** [23.403]

Áp suất dư tính toán qui ước p. 10^6, N/m^2										
-	-	-	-	0,025	-	0,04	-	0,06	-	-
0,1	-	0,16	0,2	0,25	0,3	0,4	0,5	0,6	-	0,8
1,0	1,25	1,6	2,0	2,5	3,2	4,0	5,0	6,4	-	8,0
10,0	12,5	16	20	25	32	40	50	63	70	80

Chú thích: đối với các loại thiết bị làm việc với áp suất dưới $6,4.10^6$ N/m^2 chế tạo bằng thép thường và thép chống gỉ thấp, ta dùng những trị số áp suất trong khung gạch đậm.

Áp suất chân không trong thiết bị hóa chất dao động trong khoảng rất lớn và có thể đạt đến 10^{-1} N/m^2 (áp suất dư) và cao hơn.

Khi độ chân không lớn hơn 50% (áp suất dư bé hơn 5.10^4 N/m^2) thì trong tính toán ta dùng áp suất bên ngoài là $0,1.10^6$ N/m^2.

Tùy theo điều kiện sản xuất người ta chia thiết bị hóa chất ra làm hai loại:

- loại I gồm các thiết bị dùng để sản xuất và thiết bị chứa ở áp suất cao, hoặc để sản xuất và chứa các chất cháy, nổ, độc ở áp suất thường;
- loại II gồm các loại thiết bị khác không thuộc loại I.

Khi tính toán sức bền của thiết bị thì trước hết phải xác định ứng suất cho phép.

Đại lượng ứng suất cho phép phụ thuộc vào dạng ứng suất, đặc trưng bền của vật liệu chế tạo, nhiệt độ tính toán, công nghệ chế tạo và điều kiện sản xuất. Ứng suất cho phép được xác định theo một trong các công thức sau:

$$[\sigma_k] = \frac{\sigma_k^t}{n_b}\eta, \ N/m^2; \qquad (XIII.1)$$

$$[\sigma_k] = \frac{\sigma_c^t}{n_c}\eta \ , \ N/m^2; \qquad (XIII.2)$$

(1) Đây là tiêu chuẩn quốc gia Liên Xô cũ. Mục đích nêu bảng này để ta có khái niệm về mức độ chọn áp suất dư trong các thiết bị (người soạn).

$$[\sigma_k] = \frac{\sigma_{bl}^t}{n_{bl}} \eta, \ N/m^2; \qquad (XIII.3)$$

$$[\sigma_n] = \frac{\sigma_{bn}}{n_b} \eta, \ N/m^2; \qquad (XIII.4)$$

$$[\sigma_u] = \frac{\sigma_{bu}^t}{n_b} \eta, \ N/m^2; \qquad (XIII.5)$$

trong đó η - hệ số điều chỉnh, xem bảng XIII.2; n_b, n_c, n_{bl} - hệ số an toàn theo giới hạn bền, giới hạn chảy, giới hạn mỏi, xem bảng XIII.3; $[\sigma_k]$, $[\sigma_n]$, $[\sigma_u]$ - ứng suất cho phép khi kéo, nén và uốn; lựa chọn công thức tính ứng suất cho phép của vật liệu chế tạo xem ở bảng XIII.4; σ_k, σ_c^t, σ_{bn}^t, σ_{bu}^t - giới hạn bền khi kéo, giới hạn chảy, giới hạn mỏi, giới hạn bền khi nén, khi uốn ở nhiệt độ t(°C).

Bảng XIII.2. **Giá trị của hệ số điều chỉnh** η [23a.179]

Nhóm thiết bị	Điều kiện sản xuất	Thiết bị loại	
		I	II
1	Các chi tiết hoặc các bộ phận bị đốt nóng trực tiếp bằng ngọn lửa, khí lò, điện trở	0,75	0,9
2	Các chi tiết, bộ phận không bị đốt nóng hay được cách ly với nguồn đốt nóng trực tiếp ở nhóm 1	0,9	1,0

Bảng XIII.3. **Giá trị hệ số an tồn bền của một số vật liệu chế tạo cơ bản** [23a.180]

Hệ số an toàn bền	Thép cacbon thường và thép không gỉ		Kim loại màu và hợp kim		Gang	Thủy tinh thạch anh	Viniplat
	Cán, rèn dập	Đúc	Cán, rèn dập	Đúc	Đúc		Cán
n_k	2,6	3,5	2,6	3,5	4 ÷ 5	5 ÷ 6	
n_c	1,5	2,0	1,5	2,0	-	-	-
n_{bl}			-	-			

Bảng XIII.4. **Chọn công thức tính ứng suất cho phép đối với một số vật liệu chế tạo cơ bản** [23.405, 23a.179]

Vật liệu chế tạo		t_T, °C	Công thức tính ứng suất cho phép				
			$[\sigma_k]$ (kéo)	$[\sigma_n]$ (nén)	$[\sigma_u]$ (uốn)	$[\sigma_x]$ (xoắn)	$[\sigma_c]$ (cắt)
Thép	cacbon	< 420	Giá trị bé nhất từ các công thức	(XIII.1) và (XIII.2)		≈ 0,6$[\sigma_k]$	
		≥ 420		(XIII.1), (XIII.2), (XIII.3)			
	không gỉ	< 470		(XIII.1) và (XIII.2)			
		≥ 470		(XIII.1), (XIII.2), (XIII.3)			
	không gỉ loại ostenit	< 550		(XIII.1) và (XIII.2)			
		≥ 550		(XIII.1), (XIII.2), (XIII.3)			
Kim loại màu và hợp kim				(XIII.1), (XIII.2)			
Gang		–	(XIII.1)	(XIII.4)	XIII.5)	≈ 0,8$[\sigma_k]$	
Thủy tinh thạch anh Viniplat			(XIII.3)	1,2$[\sigma_k]$	1,9$[\sigma_k]$	1,8$[\sigma_k$	0,75$[\sigma_k]$

Khi thiết kế thiết bị làm việc ở áp suất lớn hơn 7.10^4 N/m^2 cần phải tuân theo "Qui tắc an toàn của thiết bị làm việc có áp suất". Theo qui tắc này thì những thiết bị ấy cần phải thử bền và kín bằng áp suất thủy lực theo tiêu chuẩn nêu ở bảng XIII.5.

Một số trường hợp riêng cho phép thử thiết bị bằng khí nén thay cho nước, cũng tuân theo tiêu chuẩn nêu ở bảng XIII.5.

Các thiết bị làm việc ở áp suất chân không (áp suất tuyệt đối : > 60 mm H_2O) thường được thử bền bên trong ở áp suất thủy lực, $0,2.10^6$ N/m^2. Đối với các thiết bị làm việc ở áp suất bé hơn 60 mm H_2O thì ngoài việc thử như trên còn phải thử độ kín bằng khí hêli. Thiết bị làm việc ở áp suất thường được thử bằng cách rót nước vào hay bằng cách thấm dầu hỏa vào các mối hàn.

Tất cả các vấn đề thử trên đây đều phải được thực hiện đối với các chi tiết riêng biệt cũng như đối với toàn bộ thiết bị.

Trong tính toán, khi gặp trường hợp cần kể đến tải trọng của khối lượng G thì giá trị của nó được tính như sau:

Bảng XIII.5. **Định mức áp suất thủy lực khi thử thiết bị làm việc ở áp suất** [23a.179]

Dạng thiết bị	Áp suất tính $p.10^{-6}$ N/m^2	Nhiệt độ tường t_T, °C	Áp suất thử thủy lực $p_{th}.10^{-6}.N/m^2$
Hàn	< 0,07	-	p + 0,1
	0,07 ÷ 0,5		1,5p (nhưng không bé hơn 0,2)
Hàn, dập	≥ 0,5	≤ 400	1,25p (không bé hơn p + 0,3)
		> 400	1,5p (nhưng không bé hơn p + 0,3)
Đúc	không phụ thuộc vào áp suất	≤ 400	1,5p (nhưng không bé hơn 0,3)
		> 400	2p (nhưng không bé hơn 0,3)

Chú thích: trong áp suất thử không kể đến áp suất thủy tĩnh của cột chất lỏng trong thiết bị.

Khi biết khối lượng m (kg):

$$G = mg, \text{ N}. \qquad \text{(XIII.6)}$$

Khi biết thể tích V (m^3) và khối lượng riêng ρ (kg/m^3):

$$G = V\rho g, \text{ N}. \qquad \text{(XIII.7)}$$

II. TÍNH THÂN HÌNH TRỤ

Thân hình trụ là một bộ phận chủ yếu để tạo thành thiết bị hóa chất (ví dụ, tháp chưng, hấp thụ, thiết bị trao đổi nhiệt, nồi cô đặc, thiết bị phản ứng...)

Tùy theo điều kiện ứng dụng mà thân hình trụ có thể đặt nằm ngang hoặc thẳng đứng, nói chung là nên đặt thẳng đứng, đặc biệt là đối với thiết bị vỏ mỏng làm việc ở áp suất không lớn lắm.

Người ta chế tạo thân hình trụ bằng cách: hàn, rèn, đúc.

Thân hình trụ bằng vật liệu dẻo (thép, kim loại màu và hợp kim, viniplat...) làm việc ở áp suất đến 10.10^6 N/m^2, được chế tạo bằng cách cuốn tấm vật liệu với kích thước đã định, sau đó hàn ghép mối lại.

Thân hình trụ bằng vật liệu dẻo (chủ yếu là thép) làm việc ở áp suất cao được chế tạo bằng cách rèn hay cuốn nhiều lớp bọc nhau.

Thân hình trụ bằng vật liệu giòn (gang, đồng thanh, thủy tinh thạch anh...) làm việc ở áp suất không cao lắm (< $0{,}8.10^6$ N/m^2) được chế tạo bằng cách đúc, sau đó gia công bề mặt trong hoặc không gia công. Người ta thường đúc thân liền với đáy. Trong nhiều trường hợp người ta vẫn đúc thân hình trụ từ vật liệu dẻo (thép, kim loại màu và hợp kim...)

Bảng XIII.6. **Đường kính trong D_t (mm) của thân hình trụ** [23a-181]

Đối với các thân hình trụ hàn bằng thép

400	(450)	500	(550)	600	(650)	700	800	900	1000
1100	1200	(1300)	1400	(1500)	1600	(1700)	1800	(1900)	2000
2200	2400	2600	2800	3000	3200	3400	3600	3800	4000

Chú thích: đường kính trong ngoặc chỉ cho phép dùng đối với vỏ đốt nóng hay làm nguội.

Đối với thân hình trụ hàn, đắp bằng kim loại màu và hợp kim

100	150	200	250	300	350	400	450	500
550	600	650	700	750	800	850	900	950
1000	1100	1200	1300	1400	1500	1600	1800	2000

Đối với thân hình trụ rèn bằng thép không gỉ

50	100	150	200	300	400	600	800	1000	1200	1400

Đối với thân hình trụ đúc bằng kim loại đen, kim loại màu và hợp kim

300	400	500	700	900	1000	1200	1400

Đối với thân hình trụ bằng vật liệu phi kim loại

250	300	400	500	600	700	800
1000	1200	1400	1600	1800	2000	-

Khi thiết kế thân hình trụ ta nên dựa vào đường kính trong cho ở bảng XIII.6 và cũng có thể dựa vào đường kính ngoài theo bảng XIII.7.

Quan hệ giữa chiều cao H và đường kính trong D_t (đối với thiết bị đặt thẳng đứng) và quan hệ giữa chiều dài L và đường kính D_t (đối với thiết bị đặt nằm ngang) được xác định theo yêu cầu của công nghệ sản xuất hóa chất và thường là:

$$H/D_t \le 30 \text{ và } L/D_t \le 10.$$

Bảng XIII.7. **Đường kính ngoài D_n (mm) của thân hình trụ bằng ống thép** [23a.182]

159	180	219	173	299	325
377	426	480	530	630	720

§ 1. Thân hình trụ hàn

Loại này thường được dùng đối với các thiết bị làm việc ở áp suất thấp (< $1{,}6.10^6$ N/m^2) và trung bình ($1{,}6 \div 10$).10^6 N/m^2.

Khi chế tạo loại này ta chú ý:

- đảm bảo đường hàn càng ngắn càng tốt;
- chỉ hàn giáp mối;
- bố trí các đường hàn dọc (ở các đoạn thân trụ riêng biệt lân cận) cách nhau ít nhất là 100 mm;
- bố trí mối hàn ở vị trí dễ quan sát;
- không khoan lỗ qua mối hàn.

a) Thân hình trụ làm việc chịu áp suất trong

Chiều dày của thân hình trụ làm việc chịu áp suất trong p được xác định theo công thức sau (1) [23a.182, 23.413]:

$$S = \frac{D_t p}{2[\sigma]\varphi - p} + C, \text{ m}; \qquad \text{(XIII.8)}$$

hoặc

$$S = \frac{D_n p}{2[\sigma]\varphi + p} + C, \text{ m}; \qquad \text{(XIII.9)}$$

trong đó D_t - đường kính trong, m; D_n - đường kính ngoài, m; φ - hệ số bền của thành hình trụ theo phương dọc; C - số bổ sung do ăn mòn, bào mòn và dung sai về chiều dày, m; p - áp suất trong thiết bị, N/m^2.

Nếu môi trường ở thể khí thì áp suất làm việc p là áp suất p_{mt} của khí, nếu môi trường là hỗn hợp hơi (khí) - lỏng thì áp suất làm việc bằng tổng số áp suất p_{mt} hơi (khí) và áp suất thủy tĩnh p_l của cột chất lỏng.

Áp suất thủy tĩnh của cột chất lỏng được xác định theo công thức sau:

$$p_l = g\rho_l H_l, \text{ N/m}^2; \qquad \text{(XIII.10)}$$

trong đó H_l - chiều cao cột chất lỏng, m (lấy chiều cao lớn nhất); ρ_l - khối lượng riêng của chất lỏng, kg/m^3; g - gia tốc trọng trường, 9,81 m/s^2.

Chọn nhiệt độ thành thiết bị t_T theo nhiệt độ của môi trường; đối với thiết bị

---

(1) Khi $\frac{[\sigma]}{p}\varphi \geq 50$ có thể bỏ qua p ở mẫu số.

không bị đốt nóng và có cách nhiệt bên ngoài thì lấy nhiệt độ thành bằng nhiệt độ của môi trường; đối với trường hợp không đốt nóng nhưng làm lạnh bên ngoài, hay cách nhiệt bên trong:

$$t_T = 0,5(t_T^n + t_T^t); \qquad \text{(XIII.11)}$$

trong đó t_T^n t_T^t - nhiệt độ thành ngoài và nhiệt độ thành trong.

Khi đốt nóng mặt ngoài thành bằng điện hay bằng khí thì nhiệt độ tính theo công thức (XIII.11) nhưng không được bé hơn:

$$t + 100^oC \qquad \text{(XIII.12)}$$

trong đó t - nhiệt độ môi trường.

Khi đốt mặt ngoài thành bằng hơi:

$$t_T = t_h; \qquad \text{(XIII.13)}$$

t_h - nhiệt độ hơi bão hòa ở áp suất p.

Khi đốt nóng hay làm lạnh bằng môi trường chuyển động qua thiết bị thì lấy nhiệt độ thành bằng nhiệt độ cao nhất của môi trường đun nóng hoặc nhiệt độ thấp nhất của môi trường làm lạnh.

Nguyên nhân làm cho thiết bị yếu đi là do hàn và khoét lỗ ở thiết bị.

Giá trị hệ số bền của mối hàn φ_h phụ thuộc vào dạng mối hàn và vật liệu chế tạo, xem bảng XIII.8.

Giá trị hệ số bền của thân hình trụ do khoét lỗ phụ thuộc vào vị trí và đường kính lỗ.

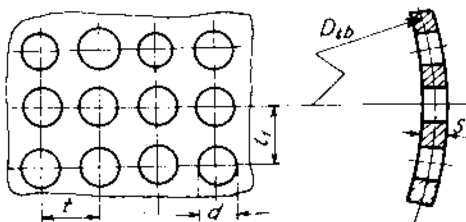
Khi bố trí các lỗ theo kiểu hành lang và có đường kính như nhau (h. XIII.1) thì hệ số bền tính:

theo chiều dọc:

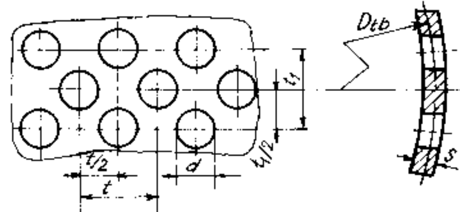
$$\varphi = \frac{t - d}{t}; \qquad \text{(XIII.14)}$$

theo chiều ngang trung bình của thành thiết bị D_{tb}:

$$\varphi_1 = \frac{t_1 - d}{t_1} \qquad \text{(XIII.15)}$$



Hình XIII.1. Bố trí lỗ theo kiểu hành lang



Hình XIII.2 Bố trí lỗ theo kiểu xen kẽ

Khi bố trí lỗ xen kẽ, đường kính lỗ như nhau (h. XIII.2) thì: nếu theo chiều dọc - theo công thức (XIII.14); còn theo chiều ngang - theo công thức (XIII.15).

Khi các lỗ theo thứ tự có đường kính khác nhau thì trong công thức (XIII.14) và (XIII.15) ta thay đường kính d của lỗ bằng trung bình số học giá trị các đường kính lỗ.

Khi các dãy lỗ riêng biệt có đường kính khác nhau bố trí trên một đường sinh thì tính:

$$\varphi = \frac{L - \sum d}{L} \quad ; \qquad \text{(XIII.16)}$$

trong đó L - chiều dài (cao) của thân hình trụ, m; $\sum d$ - tổng số lớn nhất của đường kính các lỗ trên một đường sinh, m.

Bảng XIII.8. **Giá trị hệ số bền hàn của thân hình trụ** [23a.183]

Cách hàn	Phạm vi ứng dụng của mối hàn		Kiểu hàn	Hệ số bền mối hàn φ_h				
	vật liệu	D_t, mm		thép cacbon, thép không gỉ và hai lớp	đồng, đồng vàng	nhôm và hợp kim nhôm	niken	titan và hợp kim của titan
Hàn tay bằng hồ quang điện		≥ 700	Hàn giáp mối hai bên	0,95	0,85	0,8	0,75	0,9
		≤ 650, nếu có khả năng dùng lớp lót, ≥ 700, nếu không có khả năng hàn thêm	Hàn giáp mối một bên có tấm lót khắp chu vi	0,9	0,8	0,75	0,7	0,85
		≤ 650, nếu không có khả năng dùng lớp lót	Hàn giáp mối một bên	0,7	0,65	0,6	0,55	0,65
Hàn tự động có lớp thuốc hàn		≥ 500	Hàn giáp mối hai bên	1,0	0,9	0,85	0,8	0,95
		< 500	Hàn giáp mối một bên	0,8	-	0,7	-	-
Hàn bằng thuốc hàn rắn	Đồng	Không qui định	Hàn răng hay hàn chéo	-	1,0	-	-	-
Hàn bằng thuốc hàn mềm	Đồng, đồng vàng		Hàn chồng và hàn trong rãnh					

Khi tính chiều dày thân hình trụ theo các công thức (XIII.8) và (XIII.9) ta chọn giá trị hệ số bền như sau:

- trường hợp thành kín hay có lỗ được gia cố hoàn toàn thì $\varphi = \varphi_h$ đối với mối hàn dọc.

- trường hợp thành có lỗ thì tùy trường hợp cụ thể ta chọn hệ số bền với giá trị bé nhất φ theo công thức (XIII.14), φ_1 theo (XIII.15), và φ theo (XIII.16). Không được chế tạo thiết bị với các giá trị hệ số bền φ, φ_1 nhỏ hơn 0,3.

Đại lượng bổ sung C trong công thức (XIII.8) và (XIII.9) phụ thuộc vào độ ăn mòn, độ bào mòn và dung sai của chiều dày. Xác định đại lượng C theo công thức sau:

$$C = C_1 + C_2 + C_3, \text{ m}; \qquad \text{(XIII.17)}$$

trong đó C_1 - bổ sung do ăn mòn, xuất phát từ điều kiện ăn mòn vật liệu của môi trường và thời gian làm việc của thiết bị, m.

Đối với vật liệu rất bền và hoàn toàn bền (> 0,05 mm/năm) ta có thể chấp nhận $C_1 = 0$.

Đối với vật liệu bền (0,05 ÷ 0,1 mm/năm) ta có thể lấy C_1 = 1mm (tính theo thời gian làm việc từ 15 ÷ 20 năm).

Đối với vật liệu ít bền, bền vừa (> 0,1 mm/năm) thì không nên dùng. Nếu có phải dùng các vật liệu này thì tính C_1 theo thời gian làm việc của thiết bị và tốc độ gỉ (bảng XII.1).

Trường hợp dùng các lớp chống gỉ (lớp kim loại hay chất dẻo, men, sành) thì $C_1 = 0$.

Đại lượng bổ sung do hao mòn C_2 chỉ cần tính đến trong các trường hợp nguyên liệu có chứa các hạt rắn chuyển động với tốc độ lớn ở trong thiết bị. Đại lượng C_2 thường chọn theo thực nghiệm. Đa số trường hợp khi tính toán thiết bị hóa chất ta có thể bỏ qua C_2.

Đại lượng bổ sung do dung sai của chiều dày C_3 phụ thuộc vào chiều dày tấm vật liệu cho ở bảng XIII.9.

Sau khi tính chiều dày S xong ta lấy tròn theo tiêu chuẩn các loại thép tấm. Thường ta nên lấy con số tròn lớn hơn giá trị tính được, cũng cho phép lấy bé hơn giá trị tính được nhưng không bé hơn quá 3% so với chiều dày tính được theo công thức.

Trường hợp ở thân thiết bị chịu tác dụng của tải trọng dọc trục, tải trọng uốn và xoắn thì ta cần xác định ứng suất tương đương của chúng theo công thức sau:

$$\sigma_{td} = \sqrt{(\sigma + 0{,}8\,\sigma_1)^2 + 3\tau^2}, \text{ N/m}^2; \qquad \text{(XIII.18)}$$

trong đó σ - ứng với suất kéo hay nén dọc trục, N/m^2; σ_1 - ứng suất uốn, N/m^2; τ - ứng suất xoắn, N/m^2.

Bảng XIII.9. **Các loại thép tấm** [23.102, 23a.38]

Loại thép	Chiều dày tấm thép *mm*	Dung sai theo chiều dày, mm	Khối lượng $1m^2$ kg[1]	CT3	CT5	0,8KП	10	20, 20K	16ГС (3H), 0,9Г2С (M)	12MX	OX13, 1X13	X17, OX17T	1X17H2	X25T, X28AH	X28	X28H4	1X21H5T, OX21H5T	OX21H6M2T	OX17H5Г9AБ	X14Г14H3T, OX18H12Б	X18H10T	X17H13M2T	OX23H28M2T	OX23H28M3Д3T
Thép cán loại mỏng	1	-0,12	7,85	X		X	X				X	X	X	X	X		X	X	X	X	X	X	X	X
	2	-0,18	15,70	X		X	X				X	X	X	X	X		X	X	X	X	X	X	X	X
	3	-0,22	23,55	X		X	X				X	X	X	X	X		X	X	X	X	X	X	X	X
Thép cán loại dày	4	-0,40	31,40	X	X		X	X	X	X	X	X					X			X	X	X		X
	5	-0,50	39,20	X	X		X	X	X	X	X	X		X		X	X	X		X	X	X		X
	6	-0,60	47,10	X	X		X	X	X	X	X	X		X		X	X	X		X	X	X		X
	8		62,80	X	X		X	X	X	X	X	X		X		X	X	X		X	X	X		X
	10		78,40	X	X		X	X	X	X	X	X		X		X	X	X		X	X	X		X
	12		94,20	X	X		X	X	X	X	X	X		X		X	X			X	X	X		
	14		110,00	X	X		X	X	X	X	X			X		X	X			X	X	X		
	16	-0,80	125,60	X	X		X	X	X	X	X			X		X	X			X	X	X		
	18		141,60	X	X		X	X	X	X	X			X		X	X			X	X	X		
	20		156,80	X	X		X	X	X	X	X			X		X	X			X	X	X		
	22		173,00	X	X		X	X	X	X	X			X		X	X			X	X	X		
	25		196,00	X	X			X	X	X														
	28	-0,9	220,00	X	X			X	X	X											X			
	30		235,50	X	X			X	X	X											X			
	32	-1,0	251,00	X	X			X	X	X											X			
	36	-1,1	283,20	X	X			X	X	X											X			
	40		313,60	X	X			X	X	X											X			
	45	-1,2	354,00	X	X			X	X	X											X			
	50		392,00	X	X			X	X	X											X			
	55	-1,3	431,00	X	X			X	X	X											X			
	60		471,00	X	X			X	X	X											X			

Chú thích: 1) đối với thép có khối lượng riêng là $7,85.10^3$ kg/m^3; chiều dày nên dùng của các loại thép tấm được ký hiệu gạch chéo.

Ứng suất dọc trục σ xác định theo công thức:

$$\sigma = P/F, \ \mathrm{N/m^2}; \qquad \text{(XIII.19)}$$

trong đó P - tải trọng bên ngoài dọc trục, N; $F = \pi(D_t + S)(S - C)$ - diện tích thiết diện ngang của thân hình trụ, m^2.

Ứng suất uốn σ_1 được xác định theo công thức:

$$\sigma_1 = M/W. \ \mathrm{N/m^2}; \qquad \text{(XIII.20)}$$

trong đó M - mômen uốn bên ngoài tác dụng lên mặt phẳng theo phương đường kính, N.m; W - mômen trở lực dọc trục của thiết diện ngang, m^3.

Ứng suất xoắn τ được xác định theo công thức:

$$\tau = \frac{M_x}{2W}, \ \mathrm{N/m^2}; \qquad \text{(XIII.21)}$$

trong đó M_x - mômen xoắn bên ngoài tác dụng lên mặt phẳng thẳng góc với trục, N.m.

Đại lượng ứng suất tương đương σ_{td} phải thỏa mãn điều kiện sau đây:

$$\sigma_{td} \le \sqrt{1,2[\sigma]^2 - \frac{[D_t + (S - C)]^2 p^2}{4(S - C)^2 \varphi^2}}, \ \mathrm{N/m^2}. \qquad \text{(XIII.22)}$$

Khi tính ứng suất tương đương σ_{td} theo công thức (XIII.18) ta lấy các ứng suất σ, σ_1, τ ở cùng một thiết diện. Nếu các giá trị lớn nhất của các ứng suất có ở các thiết diện khác nhau thì ta phải vạch ra thiết diện nào có σ_{td} lớn nhất.

Trường hợp σ_{td} không thỏa mãn điều kiện (XIII.22) thì cần phải thay đổi cấu tạo sao cho đạt được yêu cầu đó, ví dụ như giảm khoảng cách chân đỡ (với thiết bị nằm ngang), đặt thêm gân tăng cứng v.v.

Khi thân hình trụ chịu tác dụng của tải trọng dọc trục và tải trọng uốn mà tỉ lệ:

$$\frac{l'}{D_t} \ge 1; \qquad \text{(XIII.23)}$$

ta cần kiểm tra độ ổn định theo công thức sau:

$$(S - C) \ge \sqrt{\frac{1}{E^t}\left[k_1\left(1 - \frac{k}{2}\right) + 0,125k_1k_2\right]\left(p + 4\frac{M}{D_t}\right)}, \ \mathrm{m}; \qquad \text{(XIII.24)}$$

trong đó l' - chiều dài (chiều cao) tính toán của thân hình trụ, m; k_1, k_2 - hệ số, xác định theo đồ thị ở hình XIII.3; k - hệ số, xác định theo công thức:

$$k = \frac{2M}{0,25pD_t + M}. \qquad \text{(XIII.25)}$$

Trong tất cả mọi trường hợp sau khi đã xác định được chiều dày thiết bị, ta cần kiểm tra ứng suất theo áp suất thử bằng công thức sau [23a.185]:

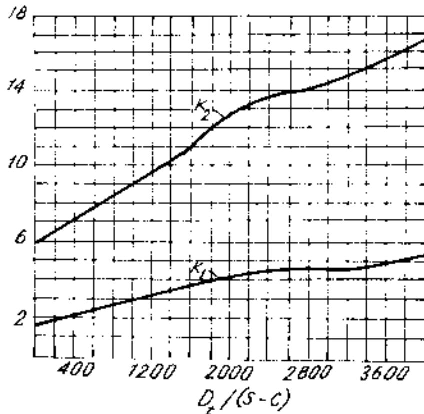
$$\sigma = \frac{[D_t + (S - C)]p_o}{2(S - C)\varphi} \le \frac{\sigma_c}{1,2}, \ \mathrm{N/m^2}. \qquad \text{(XIII.26)}$$

Áp suất thử tính toán p_o được xác định theo công thức:

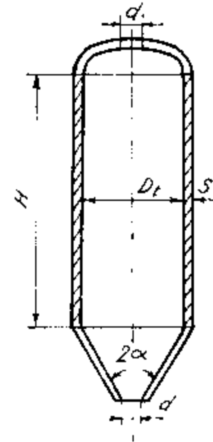
$$p_o = p_{th} + p_1, \text{ N/m}^2; \qquad \text{(XIII.27)}$$

trong đó p_{th} - áp suất thử thủy lực lấy theo bảng XIII.5, N/m^2; p_1 - áp suất thủy tĩnh của nước, xác định theo công thức (XIII.10), N/m^2.

Trường hợp không thỏa mãn điều kiện (XIII.26) cần phải tăng thêm chiều dày S.



Hình XIII.3. Đồ thị để xác định hệ số k_1 và k_2 trong công thức (XIII.24)



Hình XIII.4. Dùng cho ví dụ 1

Ví dụ 1. Tính chiều dày thân hình trụ hàn của thiết bị thẳng đứng (h.XIII.4) làm việc với áp suất bên trong theo các số liệu sau:

- vật liệu: CT3 (σ_k = 380 . 10^6 N/m^2; σ_c = 240 . 10^6 N/m^2, bảng XII.4);
- tốc độ gỉ 0,06 mm/năm ($C_1 = 1.10^{-3}$ m; $C_2 = 0$);
- môi trường: lỏng ρ_1 = 1200 kg/m^3) - khí;
- áp suất khí làm việc $p_{mt} = 1.10^6$ N/m^2;
- nhiệt độ t = + 20°C;
- D_t = 2,0m; H = 5,0m;
- thân không có lỗ;
- hàn dọc, hàn tay bằng hồ quang điện, hàn giáp mối hai mặt (φ_h = 0,95 , xem bảng XIII.8);
- thiết bị thuộc nhóm 2 loại II (η = 1,0, xem bảng XIII.2).

Giải. Áp suất thủy tĩnh trong phần dưới của thân thiết bị: $p_1 = g\rho H$ = 9,81 . 1200 . 5 = 58860 N/m^2.

Áp suất tính toán trong thiết bị là:

$$p = p_{mt} + p_1 = 1.10^6 + 58860 = 1{,}0586 \,.\, 10^6 \text{ N/m}^2,$$

Ứng suất cho phép của thép CT3 theo giới hạn bền xác định theo công thức (XIII.1) và bảng XIII.3.

$$[\sigma_k] = \frac{\sigma_k}{n_k} \cdot \eta = \frac{380 \cdot 10^6}{2,6} \cdot 1,0 = 146 \cdot 10^6 \ N/m^2.$$

Ứng suất cho phép giới hạn chảy - theo công thức (XIII.2) và bảng XIII.3:

$$[\sigma_k] = \frac{\sigma_c}{n_c} \ \eta = \frac{240.10^6}{1,5} .1,0 = 160.10^6 \ N/m^2.$$

Ta lấy giá trị bé hơn trong hai kết quả vừa tính được của ứng suất để tính toán tiếp:

Vì $\frac{[\sigma_k]}{p_t} \varphi_h = \frac{146 \cdot 10^6}{1,0586 \ .10^6} \ 0,95 = 131 > 50$, do đó có thể bỏ qua đại lượng p

ở mẫu số của công thức (XIII.8) và khi đó chiều dày thân tính bằng:

$$S = \frac{D_t P_t}{2[\sigma_k]\varphi_h} + C = \frac{2 \ . \ 1,0586 \ . \ 10^6}{2 \ . \ 146 \ . \ 10^6 \ . \ 0,95} + C = 7,65 \ . \ 10^{-3} + C, \ m;$$

$$C = C_1 + C_2 + C_3 = (1 + 0 + 0,8)10^{-3} = 1,8 \ . \ 10^{-3} m;$$

trong đó $C_3 = 0,8 \ . \ 10^{-3}$m (bảng XIII.9).

$$S = (7,65 + 1,8) \ . \ 10^{-3} = 9,45 \ . \ 10^{-3} m;$$

lấy $S = 10$mm.

Kiểm tra ứng suất của thành theo áp suất thử (dùng nước).

Áp suất thử tính toán p_o được xác định như sau và theo bảng XIII.5

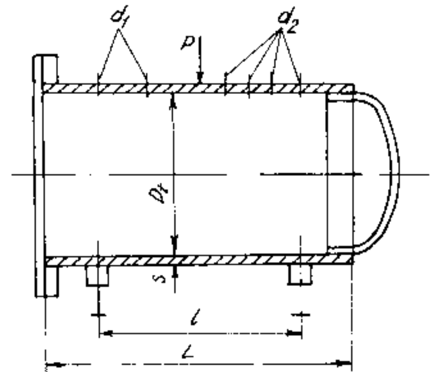
$$p_o = p_{th} + p_l = (1 + 0,3 + 0,06)10^6 = 1,36 \ . \ 10^6 N/m^2.$$

Xác định ứng suất ở thân thiết bị theo áp suất thử tính toán, dùng công thức (XIII.26):

$$\sigma = \frac{[D_t + (S - C)]p_o}{2(S - C)\varphi_h} = \frac{[2 + (10 - 1,8)10^6]1,36 \ . \ 10^6}{2(10 - 1,8)10^6 \ . \ 0,95}$$

$$= 175 \ . \ 10^6 N/m^2 < \frac{\sigma_c}{1,2} = \frac{240.10^6}{1,2} = 200 \ .10^6 N/m^2 .$$

Ví dụ 2. Xác định chiều dày thân của thiết bị nằm ngang làm việc chịu áp suất trong theo những điều kiện sau: (h. XIII.5) vật liệu chế tạo - đồng M3 (E = 115 . $10^9 N/m^2$; σ_k = 200 . $10^6 N/m^2$; σ_c = 50 . $10^6 N/m^2$); tốc độ gỉ 0,04mm/năm ($C_1 = 0$; $C_2 = 0$). Môi trường là khí; áp suất làm việc $p_{mt} = 0,4 \ . \ 10^6 N/m^2$; nhiệt độ $t = -120^oC$; $D_t = 0,9$m; $L = 1,5$m; $l = 1$m; P = 10 000N; trọng lượng của thiết bị kể cả nước G = 20 000N; trên thân có lỗ (không gia cố) để lắp ống (2 lỗ $d_1 = 0,05$m và 4 lỗ $d_2 = 0,025$m). Tất cả các lỗ phân bố trên một đường sinh. Hàn dọc



Hình XIII.5. Dùng cho ví dụ 2

chồng bằng que hàn cứng ($\varphi_h = 1,0$ xem bảng XIII.8). Thiết bị thuộc nhóm 2 loại II ($\eta = 1,0$ xem bảng XIII.2).

Giải. Áp suất tính toán trong thiết bị là:

$$p = p_{mt} = 0,4 \cdot 10^6 N/m^2.$$

Ứng suất cho phép đối với đồng M3 theo giới hạn bền được xác định theo công thức (XIII.1) và bảng XIII.3 :

$$[\sigma_k] = \frac{\sigma_k}{n_k}\eta = \frac{200 \cdot 10^6}{2,6} 1,0 = 77 \cdot 10^6 N/m^2,$$

Ứng suất cho phép đối với đồng M3 theo giới hạn chảy được xác định theo công thức (XIII.2) và bảng XIII.3 :

$$[\sigma_k] = \frac{\sigma_c}{n_c}\eta = \frac{50 \cdot 10^6}{1,5} \cdot 1,0 = 33,3 \cdot 10^6 N/m^2.$$

Vậy ứng suất cho phép (lấy giá trị nhỏ) dùng để tính toán là $[\sigma_k] = 33,3 \cdot 10^6 N/m^2$. Hệ số bền của thân hình trụ theo phương dọc được xác định theo công thức (XIII.16):

$$\varphi = \frac{L - (2d_1 + 4d_2)}{L} = \frac{1,5 - (2 \cdot 0,05 + 4 \cdot 0,025)}{1,5} = 0,867.$$

Vì $\frac{[\sigma_k]}{p}\varphi = \frac{33,3 \cdot 10^6}{0,4 \cdot 10^6} \cdot 0,867 = 72 > 50$ nên ta có thể bỏ p ở mẫu số trong công thức (XIII.8).

Chiều dày của thân hình trụ là:

$$S = \frac{D_t p}{2[\sigma_k]\varphi} + C = \frac{0,9 \cdot 0,4 \cdot 10^6}{2 \cdot 33,3 \cdot 10^6 \cdot 0,867} + C = 6,24 \cdot 10^{-3} + C, \text{ m}.$$

Lượng bổ sung $C = C_3 = 0,5$mm (xem bảng XIII.9), bởi vì $C_1 = C_2 = 0$; do đó $S = (6,24 + 0,5)10^{-3} = 6,74 \cdot 10^{-3}$m. Ta lấy $S = 8$mm.

Kiểm tra ứng suất của thành thiết bị theo áp suất thử bằng nước. Ở đây áp suất thủy tĩnh p_1 tác dụng lên phần trên của thân (bị làm yếu bởi các lỗ) bằng không, do đó áp suất thử tính toán được xác định theo bảng XIII.5 và công thức (XIII.27):

$$p_o = p_{th} = 1,5 \cdot 0,4 \cdot 10^6 = 0,6 \cdot 10^6 N/m^2.$$

Ứng suất của thành thiết bị ở áp suất thử được xác định theo công thức (XIII.26):

$$\sigma = \frac{[D_t + (S - C)]p_o}{2(S - C)\varphi} = \frac{[0,9 + (8 - 0,5)10^{-3}]0,6 \cdot 10^6}{2(8 - 0,5) \cdot 10^{-3}\, 0,867} = 41,9 \cdot 10^6 \frac{N}{m^2}$$

$$41,9 \cdot 10^6 \approx \frac{\sigma_c}{1,2} = \frac{50 \cdot 10^6}{1,2} = 41,7 \cdot 10^6 N/m^2.$$

Kiểm tra thiết bị theo ứng suất uốn của tải trọng ngoài (trọng lượng của thiết bị kể cả nước $G = 20000N$ và tải trọng $P = 10\ 000N$).

Nếu coi tải trọng G phân bố đều theo chiều dài của thân thiết bị thì mômen uốn cực đại đối với thiết diện nguy hiểm của thiết bị ở giữa 2 ổ đỡ sẽ bằng:

$$M = \frac{G}{8}(2l - L) + \frac{Pl}{4} = \frac{2 \, . \, 10^4}{8}(2.1 - 1,5) + \frac{1 \, . \, 10^4 \, . \, 1}{4} = 3,75 \, . \, 10^3 N.m$$

Mômen chống uốn của thiết diện nguy hiểm bằng:

$$W = \frac{\pi D_t^2}{4}(S - C) = \frac{\pi 0,9^2}{4}(8 - 0,5) \, . \, 10^{-3} = 4,77 \, . \, 10^{-3} m^3.$$

Ứng suất tương đương của thân thiết bị do tải trọng ngoài tác dụng (không có tải trọng dọc trục và tải trọng xoắn) được xác định theo công thức (XIII.18) và (XIII.20).

$$\sigma_{td} = 0,8\frac{M}{W} = 0,8 \, . \, \frac{3,75 \, . \, 10^3}{4,77 \, . \, 10^{-3}} = 0,63 \, . \, 10^6 N/m^2.$$

Kiểm tra theo điều kiện (XIII.22):

$$\sigma_{td} \le \sqrt{1,2[\sigma_k]^2 - \frac{[D_t + (S - C)]^2 p^2}{4(S - C)^2 \varphi^2}}$$

hay là:

$$0,63 \, . \, 10^6 N/m^2 < \sqrt{1,2(33,3 \, . \, 10^6)^2 - \frac{[0,9 + (8 - 0,5) \, . \, 10^{-3}]^2 (0,4 \, . \, 10^6)^2}{4[8 - 0,5)10^{-3}]^2 0,867^2}} =$$

$$= 23,4 \, . \, 10^6 N/m^2.$$

Kiểm tra độ ổn định của thiết bị theo tải trọng ngoài (không có tải trọng dọc trục).

Điều kiện XIII.23 được thỏa mãn vì:

$$\frac{l}{D_t} = \frac{1}{0,9} = 1,11 > 1.$$

Hệ số k trong công thức (XIII.24) được xác định theo công thức (XIII.25)

$$k = \frac{2M}{0,25PD_t + M} + \frac{2 \, . \, 3,75 \, . \, 10^3}{0,25 \, . \, 0,900 + 3,75 \, . \, 10^3} = 2.$$

Khi $\frac{D_t}{S - C} = \frac{0,9}{(8 - 0,5)10^{-3}} = 120$ thì hệ số k_1 và k_2 tra theo đồ thị ở XIII.3 có giá trị là $k_1 = 1,6$ và $k_2 = 6,2$.

Độ ổn định của thân thiết bị xác định theo công thức (XIII.14) là

$$\sqrt{\frac{1}{E^t}[k_1(1 - \frac{k}{2}) + 0,125kk_2](P + 4\frac{M}{D_t})} =$$

$$= \sqrt{\frac{1}{115 \cdot 10^9} [1,6(1 - \frac{2}{2}) + 0,125 \cdot 2.6,2](0 + 4 \frac{3,75 \cdot 10^3}{0,900})} =$$

$$= 4,472 \cdot 10^{-3} m.$$

Như vậy đáp ứng được điều kiện bền vì:

$$(S - C) = (8 - 0,5)10^{-3} = 7,5 \cdot 10^{-3} m > 0,472 \cdot 10^{-3} m.$$

b) Thân hình trụ làm việc chịu áp suất ngoài [23a - 188,23-426]:

Đối với các thiết bị thành mỏng (khi $\frac{S - C}{D_t} \le 0,04$) làm việc chịu áp suất ngoài hay chân không thì thành của nó có thể bị nén vào trong. Để tránh hiện tượng này ta cần gia công hình dạng hình trụ thật chính xác. Chiều dày S có thể tính toán theo các công thức sau:

Khi $0,4 \ge \frac{p_n}{[\sigma_n]} \ge 0,2$; (XIII.28)

ta dùng công thức:

$$S = 0,5D_t(\sqrt{\frac{[\sigma_n]\varphi}{[\sigma_n]\varphi - 1,73p_n}} - 1) + C, \text{ m}; \quad \text{(XIII.29)}$$

trong đó φ - hệ số bền của thành hình trụ theo phương dọc; C - lấy theo công thức (XIII.17), trong đó đối với C_1 phải tính đến khả năng bị ăn mòn và cả hai mặt trong và ngoài; p_n - áp suất bên ngoài, N/m^2.

Trong thực tế ta thường gặp các thiết bị hình trụ làm việc chịu áp suất ngoài ứng với điều kiện:

$$1 \le l/D \le 8; \quad \text{(III.30)}$$

$$\left(\frac{p_n}{E^t} \cdot \frac{l}{D}\right)^{0,4} \le 0,523. \quad \text{(XIII.31)}$$

Ta có thể dùng công thức sau đây để tính chiều dày thiết bị (đối với thiết bị làm bằng vật liệu có hệ số Poatxông $\mu \approx 0,3$):

$$S = 1,25D\left(\frac{p_n}{E^t} \cdot \frac{l}{D}\right)^{0,4} + C, \text{ m}; \quad \text{(XIII.32)}$$

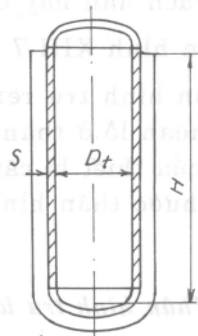
trong đó D - đường kính thiết bị, đối với thiết bị mà đường kính cơ sở là đường kính trong thì $D = D_t$, đối với thiết bị mà đường kính cơ sở là đường kính ngoài thì $D = D_n$; l - chiều dài tính toán (chiều cao) của thân hình trụ; E^t - môđun đàn hồi ở nhiệt độ t của thành. Trường hợp nhiệt độ thành < 20° thì lấy như đối với 20°.

Chiều dài tính toán l của thân hình trụ chấp nhận như sau: - khi có các mặt bích ở trên thân - khoảng cách giữa 2 biên của các mặt bích;

- khi có đáy elip (hay cầu) - bằng chiều dài phần hình trụ của thân và đáy cộng với 1/3 phần elip (hay cầu) của đáy;

- khi có đáy phẳng - chiều dài thân tính đến tận đáy;

- khi có vòng tăng cứng - khoảng cách giữa đường tâm của các vòng.



Hình XIII.6. Dùng cho ví dụ 3

Ví dụ 3. Tính chiều dày thân hình trụ hàn của thiết bị thẳng đứng làm việc ở áp suất chân không và áp suất ngoài (XIII.6) theo các số liệu sau: vật liệu thép X18H10T (C_1 = 1 mm; C_2 = 0); môi trường bên ngoài là chất lỏng không ăn mòn; $E^{150} = 185 \,.\, 10^9$ N/m^2); môi trường bên trong là khí; áp suất bên trong $p_{mt} = 10$. N/m^2; áp suất bên ngoài $p_{mm} = 0,6 \,.10^6$ N/m^2; nhiệt độ thành thiết bị $t_T = 150°C$; đường kính trong D_t = 0,8m; chiều cao H = 2,4m; thiết bị không có lỗ; thiết bị loại II nhóm 2; $\eta = 1$; hàn dọc ghép mối hai phía, $\varphi_h = 1$.

Giải. Áp suất tính toán bên ngoài bao gồm cả độ chân không trong thiết bị:

$$p_n = p_{mn} + 0,1 \,.\, 10^6 = (0,6 + 0,1)10^6 = 0,7 \,.\, 10^6 \text{ N/m}^2.$$

Kiểm tra theo điều kiện (XIII.30):

$$1 < H/D_t = 2,4/0,8 = 3 < 8;$$

và theo điều kiện(XIII.31):

$$\left(\frac{p_n}{E^t} \cdot \frac{H}{D_t}\right)^{0,4} = \left(\frac{0,7 \,.\, 10^6}{185 \,.\, 10^6} \,.\, 3\right)^{0,4} = 0,0105 < 0,523.$$

Vì đã thỏa mãn hai điều kiện trên nên ta có thể tính chiều dày S theo công thức (XIII.32):

$$S = 12,5\, D_t\left(\frac{p_n}{E^t} \,.\, \frac{H}{D_t}\right)^{0,4} + C =$$

$$= 1,25 \,.\, 0,80 \,.\, 0,0105 + C = 10,5 \,.\, 10^{-3} + C, \text{ m};$$

$$C = C_1 + C_2 + C_3 = (1,0 + 0 + 0,8)10^{-3} = 1,8 \,.\, 10^{-3}\text{m};$$

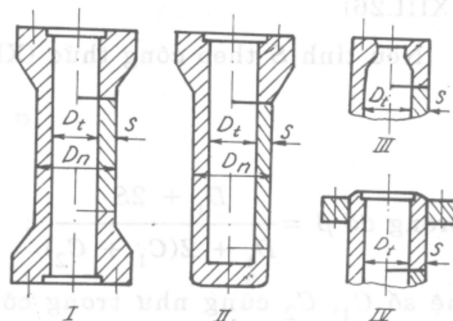
trong đó đại lượng bổ sung C_3 = 0,8 mm (xem bảng XIII.9).

Do đó $S = (10,5 + 1,8) \,.\, 10^{-3} = 12,3 \,.\, 10^{-3}$m.

Ta lấy S = 12mm, như vậy S nhỏ hơn chiều dày tính toán là 2,5% nằm trong giới hạn cho phép.

§2. Thân hình trụ rèn [23a.196, 23.624]

Thân trụ rèn thuộc vào loại thiết bị vỏ dày ($D_n/D_t \geq 1,1$) làm việc ở áp suất không bé hơn 10 . 10^6 N/m^2. Để chế tạo loại này phần lớn người ta dùng thép hợp kim không gỉ.



Hình XIII.7. Các kiểu chính của thân hình trụ rèn

Thân hình trụ rèn có thể được chế tạo liền một khối hoặc nối nhiều đoạn ngắn lại với nhau

bàng cách hàn hay bằng mặt bích.

Trên hình XIII.7 thể hiện một số kiểu cơ bản của thân hình trụ rèn.

Thân hình trụ rèn phần lớn được ứng dụng trong các thiết bị đặt đứng, không nên khoan lỗ ở thân hình trụ, trường hợp có lỗ phải ghép chặt hoàn toàn. Bề mặt trong của thiết bị cần gia công với độ bóng ∇5 ÷ ∇6 và bề mặt ngoài đạt ∇3 ÷ ∇4. Kích thước thân hình trụ được chế tạo theo các cấp chính xác

$$D_t A_5, D_n B_7, \text{HB}_9$$

a) Thân hình trụ làm việc chịu áp suất trong

Chiều dày thân trụ được xác định theo các công thức sau:

khi $p/[\sigma_k] < 0,4;$ (XIII.33)

ta dùng công thức (XIII.8) hay (XIII.9)

khi $0,4 \le p/[\sigma_k] \le 1,1;$ (XIII.34)

ta dùng công thức sau:

$$S = 0,5D_t(10^{\frac{p}{2,3[\sigma_k]}} - 1) + 10^{\frac{p}{2,3[\sigma_k]}} \cdot C, \text{ m.}^{(1)} \quad \text{(XIII.35)}$$

Đại lượng bổ sung C xác định theo công thức (XIII.17), trong đó đại lượng C_3 tính như sau:

$$C_3 = 0,5(\Delta_n + \Delta_t) + \Delta_l, \text{ m;} \quad \text{(XIII.36)}$$

trong đó Δ_n - sai lệch âm khi gia công kích thước D_n, m: Δ_t - sai lệch dương khi gia công kích thước D_t, m; Δ_l - độ sai lệch tâm cho phép giữa mặt ngoài và mặt trong, m.

Trong tất cả mọi trường hợp áp suất tính toán p là áp suất trong thiết bị tính theo qui định như ở trang 360 [công thức (XIII.10)].

Sau khi tính toán cần qui tròn chiều dày S và kiểm tra ứng suất theo áp suất thử.

Nếu tính S theo công thức (XIII.8) hay (XIII.9) thì kiểm tra theo công thức (XIII.26).

Nếu tính S theo công thức (XIII.35) thì kiểm tra theo công thức sau đây:

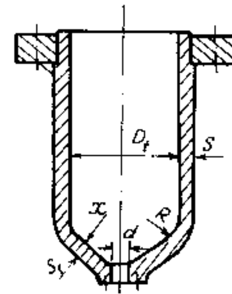
$$\sigma = \frac{p_o}{\ln\beta} \le \frac{\delta c}{1,2} \text{. N/m}^2; \quad \text{(XIII.37)}$$

trong đó $\beta = \dfrac{D_t + 2S}{D_t + 2(C_1 + C_2)}$; (XIII.38)

hệ số C_1, C_2 cũng như trong công thức (XIII.17); trong tất cả mọi trường hợp $p_o \approx p_{th}$.

(1) Công thức này không dùng được đối với thiết bị bằng thép ostenit.

Ví dụ 4. Xác định chiều dày thân hình trụ rèn của một thiết bị làm việc với áp suất bên trong (h. XIII.8) theo những số liệu sau : vật liệu là thép không gỉ $s_k^{400} = 600 \, . \, 10^6 N/m^2$; $s_c^{400} = 350 \, . \, 10^6 \; N/m^2$); tốc độ ăn mòn 0,02 mm/năm; ($C_1 = 0$; $C_2 = 0$). Môi trường là khí, áp suất $p_{mt} = 40 \, . \, 10^6 \; N/m^2$; nhiệt độ môi trường $t = 300°C$; đường kính trong của thiết bị $D_t = 0{,}6m$; thân không đục lỗ ($\varphi = 1$). Đun nóng thiết bị bằng điện trở. Thiết bị thuộc loại II nhóm 1 ($\eta = 0{,}9$).



Hình XIII.8.
Dùng cho ví dụ 4

Giải. Xác định nhiệt độ thành thiết bị khi đốt nóng bằng điện trở theo công thức XIII.12:

$$t_t = t + 100 = 300 + 100 = 400°C.$$

Áp suất tính toán bằng áp suất bên trong của thiết bị:

$$p = p_{mt} = 40 \, . \, 10^6 \; N/m^2.$$

Ứng suất cho phép theo giới hạn bền xác định theo công thức (XIII.1) và bảng XIII.3:

$$[\sigma_k] = \frac{\sigma_k}{n_k}\eta = \frac{600 \, . \, 10^6}{2{,}6} \, . \, 0{,}9 = 208 \, . \, 10^6 \; N/m^2.$$

Ứng suất cho phép theo giới hạn chảy xác định theo công thức (XIII.2) và bảng XIII.3:

$$[\sigma_k] = \frac{s_c^t}{n_c}\eta = \frac{350 \, . \, 10^6}{1{,}5} \; 0{,}9 = 210 \, . \, 10^6 N/m^2.$$

Ta lấy trị số bé của $[\sigma_k]$ trong hai kết quả vừa tính ở trên làm số liệu tính toán theo điều kiện (XIII.33) ta có:

$$\frac{p}{[\sigma_k]} = \frac{40 \, . \, 10^6}{208 \, . \, 10^6} = 0{,}192 < 0{,}4,$$

cho nên chiều dày được xác định theo công thức sau:

$$S = \frac{D_t p}{2[\sigma_k]\varphi - p} + C = \frac{0{,}6 \, . \, 40 \, . \, 10^6}{2 \, . \, 208 \, . \, 10^6 \, . \, 1 - 40 \, . \, 10^6} + C = 63{,}9 \, . \, 10^{-3} + C, m.$$

Đại lượng C tính theo công thức (XIII.17).

Sai lệch âm khi gia công kích thước D_n theo độ chính xác cấp 7, $\Delta_n = 2mm$. Sai lệch dương khi gia công kích thước D_t theo độ chính xác cấp 5, $\Delta_t = 0{,}9mm$. Độ sai lệch tâm giữa mặt ngoài và mặt trong $\Delta_l = 1{,}5mm$. Đại lượng C_3 xác định theo công thức (XIII.36) $C_3 = 0{,}5(\Delta_n + \Delta_t) + \Delta_l = 0{,}5(2 + 0{,}9) + 1{,}5 = 2{,}95$ mm;

$$C = C_1 + C_2 + C_3 = 0 + 0 + 0{,}95 = 2{,}95mm = 2{,}95 \, . \, 10^{-3}m.$$

Do đó chiều dày thiết bị là:

$$S = (63{,}9 + 2{,}95) \, . \, 10^{-3} = 66{,}85 \, . \, 10^{-3}m,$$

lấy chiều dày $S = 67{,}5$mm.

Đường kính ngoài của thiết bị là:

$$D_n = D_t + 2S = 600 + 2 \cdot 67{,}5 = 735\text{mm} = 0{,}735\text{m}.$$

Áp suất thử tính toán xác định theo bảng XIII.5:

$$p_o = p_{th} = 1{,}25p_{mt} = 1{,}25 \cdot 40 \cdot 10^6 = 50 \cdot 10^6 \text{ N/m}^2.$$

Ứng suất trên thành khi thử thủy lực xác định theo công thức (XIII.26):

$$\sigma = \frac{[D_t + (S - C)]p_o}{2(S - C)\varphi} = \frac{[0{,}6 + (67{,}5 - 2{,}95) \cdot 10^{-3}]50 \cdot 10^6}{2(67{,}5 - 2{,}95) \cdot 10^{-3} \cdot 1} =$$

$$= 256 \cdot 10^6 \frac{\text{N}}{\text{m}^2}$$

Kết quả tính được bé hơn $\frac{\sigma_c}{1{,}2} = \frac{380 \cdot 10^6}{1{,}2} = 316 \cdot 10^6 \text{N/m}^2$.

Ví dụ 5. Xác định chiều dày thân hình trụ rèn của thiết bị làm việc chịu áp suất trong theo những điều kiện sau đây (h. XIII.8): vật liệu là thép không gỉ ($\sigma_k = 1050 \cdot 10^6$ N/m^2; $\sigma_c = 900 \cdot 10^6$ N/m^2); tốc độ ăn mòn vật liệu < 0,01 mm/năm ($C_1 = 0$, $C_2 = 0$); môi trường ở thể khí; áp suất $p_{mt} = 250 \cdot 10^6$ N/m^2; $t = 20^oC$; $D_t = 0{,}2$m; thân liền không có lỗ ($\eta = 1$); thiết bị loại II nhóm 2 ($\varphi = 1$) xem bảng XIII.2.

Giải. Áp suất bên trong thiết bị bằng áp suất môi trường:

$$p = p_{mt} = 250 \cdot 10^6 \text{N/m}^2.$$

Ứng suất cho phép theo giới hạn bền xác định theo công thức (XIII.1) và bảng XIII.3:

$$[\sigma_k] = \frac{\sigma_k}{n_k}\eta = \frac{1050 \cdot 10^6}{2{,}6} \cdot 1 = 403 \cdot 10^6 \text{ N/m}^2.$$

Ứng suất cho phép theo giới hạn chảy - theo công thức (XIII.2) và bảng XIII.3:

$$[\sigma_k] = \frac{\sigma_c}{n_c}\eta = \frac{900 \cdot 10^6}{1{,}5} \cdot 1 = 600 \cdot 10^6 \text{ N/m}^2.$$

Dùng kết quả thứ nhất (bé hơn) để tính toán.

Theo điều kiện (XIII.34) ta có:

$$0{,}4 < \frac{p}{[\sigma_k]} = \frac{250 \cdot 10^6}{403 \cdot 10^6} = 0{,}62 < 1{,}1.$$

Cho nên chiều dày S được xác định theo công thức (XIII.35):

$$S = 0{,}5D_t(10^{\frac{p}{2{,}3[\sigma_k]}} - 1) + 10^{\frac{p}{2{,}3[\sigma_k]}} . C =$$

$$= 0{,}5 \cdot 0{,}2(1{,}85 - 1) + 1{,}85C = 85 \cdot 10^{-3} + 1{,}85\,C \text{ m}.$$

Đại lượng bổ sung C xác định theo công thức (XIII.17).

Sai lệch âm khi gia công kích thước D_n theo độ chính xác cấp 7 là $\Delta_n = 1,8$mm; sai lệch dương khi gia công kích thước D_t theo độ chính xác cấp 5 là $\Delta_t = 0,6$mm; độ lệch tâm $\Delta_l = 1,5$mm; đại lượng C_3 xác định theo công thức (XIII.36):

$$C_3 = 0,5(\Delta_n + \Delta_t) + \Delta_l = 0,5(1,8 + 0,6) + 1,5 = 2,7\text{mm} = 2,7 \,.\, 10^{-3}\text{m}.$$

$$C = C_1 + C_2 + C_3 = 0 + 0 + 2,7 = 2,7\text{mm} = 2,7 \,.\, 10^{-3}\text{m}.$$

Do đó $S = (85 + 1,85 \,.\, 2,7) \,.\, 10^{-3} = 90 \,.\, 10^{-3}$m.

Đường kính ngoài:

$$D_n = D_t + 2S = 0,20 + 2,90\ 10^{-3} = 0,38\text{m}.$$

Kiểm tra ứng suất của thành thiết bị theo áp suất thử bằng nước.

Áp suất thử tính toán lấy theo bảng XIII.5:

$$p_0 \approx p_{th} = 1,25\,p = 1,25 \,.\, 250 \,.\, 10^6 = 313 \,.\, 10^6\text{N/m}^2.$$

Đại lượng β theo công thức (XIII.38):

$$\beta = \frac{D_t + 2S}{D_t + 2(C_1 + C_2)} = \frac{0,200 + 2 \,.\, 90 \,.\, 10^{-3}}{0,200 + 2(0 + 0)} = 1,9$$

Ứng suất của thành thiết bị tính theo công thức (XIII.37):

$$\sigma = \frac{p_0}{\ln\beta} = \frac{313 \,.\, 10^6}{\ln 1,9} = 488 \,.\, 10^6\text{N/m}^2.$$

Kết quả bé hơn $\dfrac{\sigma_c}{1,2} = \dfrac{900 \,.\, 10^6}{1,2} = 750 \,.\, 10_6\ \text{N/m}^2.$

b) Thân hình trụ làm việc chịu áp suất ngoài.

Chiều dày thân hình trụ rèn làm việc chịu áp suất ngoại p_n được tính theo công thức (XIII.29).

Tuy nhiên thân hình trụ rèn hay dùng đối với các thiết bị có áp suất trong $p_m \geq 10 \,.\, 10^6\text{N/m}^2$; trong trường hợp này chiều dày thiết bị được tính theo áp suất trong.

Sở dĩ có áp suất ngoài là do có vỏ đốt nóng hay làm nguội (loại thiết bị có vỏ bọc ngoài). Thường áp suất bên ngoài bé hơn áp suất bên trong nhiều nên nó không quyết định chiều dày thiết bị.

Vì thế khi có áp suất ngoài ta chỉ cần kiểm tra tổng ứng suất của thành thiết bị do áp bên ngoài tác dụng (không kể áp suất trong) và sự chênh lệch nhiệt độ nếu có.

Cần chú ý rằng tổng ứng suất nén cực đại sẽ xuất hiện ở mặt thành có nhiệt độ cao nhất.

Tổng ứng suất ở mặt trong σ_t được xác định theo công thức:

$$\sigma^t = s_t^t - \frac{2p_n\beta^2}{(\beta^2 - 1)\varphi} \leq \frac{s_c^t}{1,2}\ , \ \text{N/m}^2. \qquad \text{(XIII.39)}$$

Tổng ứng suất ở mặt ngoài σ_n được xác định theo công thức:

$$\sigma^n = \sigma_t^n - \frac{p_n(\beta^2 + 1)}{(\beta^2 - 1)\varphi} \le \frac{\sigma_c^t}{1,2}, \text{ N/m}^2; \qquad \text{(XIII.40)}$$

trong các công thức trên β - như trong công thức (XIII.38); φ - như trong công thức (XIII.8) và (XIII.9); s_c^t - giới hạn chảy lấy theo nhiệt độ của thành thiết bị theo công thức (XIII.11); s_t^t, s_t^n - ứng suất nhiệt ở mặt trong và mặt ngoài thiết bị tính theo các công thức sau:

$$s_t^t = \frac{\alpha_t E_t(t_T^t - t_T^n)}{2(1 - \mu)} \cdot \left(\frac{1}{\ln\beta} - \frac{2\beta^2}{\beta^2 - 1}\right), \text{ N/m}^2; \qquad \text{(XIII.41)}$$

$$s_t^n = \frac{\alpha_t E_t(t_T^t - t_T^n)}{2(1 - \mu)} \left(\frac{1}{\ln\beta} - \frac{2}{\beta^2 - 1}\right), \text{ N/m}^2. \qquad \text{(XIII.42)}$$

Giá trị dương của s_t^t và σ_t^n là ứng suất kéo, còn giá trị âm là ứng suất nén. Giá trị âm sẽ ở mặt có nhiệt độ thấp nhất và giá trị dương ở mặt nhiệt độ cao nhất.

Ta không cần tính đến ứng suất nhiệt, nếu nhiệt độ tính toán của thành như sau:

- đối với thép cacbon $t_T \ge +420°C$;
- đối với thép không gỉ $t_T \ge +470°C$;
- đối với thép ostenit $t_T \ge +550°C$.

Khi có kể đến ứng suất nhiệt thì cần kiểm tra chiều dày thiết bị theo tổng ứng suất của áp suất bên trong và sự chênh lệch nhiệt độ.

Cần chú ý rằng tổng ứng suất kéo cực đại sẽ ở phía bề mặt thiết bị có nhiệt độ thấp nhất.

Tổng ứng suất đối với mặt trong σ^t của thiết bị được xác định theo công thức sau:

$$\sigma^t = \frac{1,73p\beta^2}{(\beta^2 - 1)\varphi} + s_t^t \le \frac{\sigma_c^t}{1,2}, \text{ N/m}^2. \qquad \text{(XIII.43)}$$

Tổng ứng suất đối với mặt ngoài σ^n của thiết bị được xác định theo công thức sau;

$$\sigma^n = \frac{1,73p}{(\beta^2 - 1)\varphi} + s_t^n \le \frac{\sigma_c^t}{1,2}, \text{ N/m}^2. \qquad \text{(XIII.44)}$$

Ngoài ra bất cứ trường hợp nào cũng phải thỏa mãn điều kiện:

$$0,5(\sigma^n + \sigma^t) \le [\sigma_k], \text{ N/m}^2. \qquad \text{(XIII.45)}$$

Trường hợp không thỏa mãn được điều kiện (XIII.43) hay (XIII.44) thì cần phải tăng chiều dày thiết bị kèm theo một vài thay đổi về tính toán nhiệt cho phù hợp.

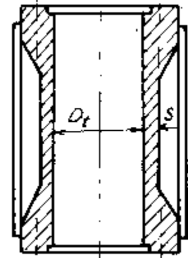
Ví dụ 6. Xác định chiều dày thân hình trụ rèn làm việc chịu áp suất trong và áp suất ngoài theo những điều kiện sau (xem hình XIII.9).

Vật liệu: thép X18H10T ($E^{500} = 155.10^9$ N/m^2);

$$\alpha^{500} = 18 \,.\, 10^{-6} 1/^{o}C; \mu = 0,3;$$

$$\sigma_k^{500} = 440 \,.\, 10^6 \text{ N/m}^2 \; \sigma_c^{500} = 140 \,.\, 10^6 \text{ N/m}^2; \sigma_c = 220 \,.\, 10^6 \text{ N/m}^2.$$

Tốc độ gỉ mặt trong 0,2mm/năm; mặt ngoài - bé hơn 0,01mm/năm ($C_1 = 0$; $C_2 = 0$). Thời hạn làm việc của thiết bị là 10 năm, áp suất môi trường $p_{mt} = 12,5 \,.\, 10^6 N/m^2$; nhiệt độ môi trường $t_m = 450^oC$. Áp suất bên ngoài $p_{nm} = 5 \,.\, 10^6 \text{ N/m}^2$; $t_n = 500^oC, D_t = 0,4m$. Thân liền không có lỗ ($\varphi = 1$), bên ngoài được đun nóng bằng chất lỏng. Thiết bị loại II nhóm 2 ($\eta = 1$) (bảng XIII.2). Trong quá trình làm việc có khả năng hoặc chỉ xuất hiện áp suất trong hoặc chỉ xuất hiện áp suất ngoài.



Hình XIII.9.
Dùng cho ví dụ 6

Giải. Lấy nhiệt độ tính toán bằng nhiệt độ mặt ngoài:

$$t_T = t_n = 500^oC.$$

Áp suất tính toán bên trong:

$$p^t = p_{mt} = 12,5 \,.\, 10^6 N/m^2,$$

Áp suất tính toán bên ngoài:

$$p^N = p_{nm} = 5 \,.\, 10^6 N/m^2.$$

Ứng suất cho phép của loại thép này theo giới hạn bền xác định theo công thức (XIII.1) và bảng XIII.3:

$$[\sigma] = \frac{s_k^t}{n_k}\eta = \frac{440 \,.\, 10^6}{2,6} \,.\, 1 = 169 \,.\, 10^6 N/m^2;$$

và ứng suất cho phép theo giới hạn chảy theo công thức (XIII.2) và bảng XIII.3:

$$[\sigma] = \frac{s_c^t}{n_c}\eta = \frac{140 \,.\, 10^6}{1,5} \,.\, 1 = 93,4 \,.\, 10^6 N/m^2.$$

Dùng kết quả thứ hai có giá trị bé hơn để tính toán.

Theo điều kiện (XIII.33) thì:

$$\frac{p}{[\sigma]} = \frac{12,5 \,.\, 10^6}{93,4 \,.\, 10^6} = 0,134 < 0,4;$$

nên chiều dày thân hình trụ chịu áp suất trong được tính theo công thức:

$$S = \frac{D_t p}{2[\sigma]\varphi - p} + C = \frac{0,400 \,.\, 12,5 \,.\, 10^6}{2 \,.\, 93,4 \,.\, 10^6 \,.\, 1 - 12,5 \,.\, 10^6} + C = 28,8 \,.\, 10^{-3} + C, \text{ m}.$$

Theo thời gian thiết bị làm việc trong 10 năm ta có

$$C_1 = 0,2 \,.\, 10 = 2 \,.\, \text{mm} = 2 \,.\, 10^{-3}\text{m}.$$

Sai lệch dương khi gia công đường kính ngoài theo độ chính xác cấp 7 là $\Delta_n = 1,8$mm; sai lệch âm khi gia công kích thước trong theo độ chính xác cấp 5 là $\Delta_t = 0,76$mm; độ sai lệch tâm $\Delta_l = 1,5$mm. Vậy:

$$C_3 = 0,5(\Delta_n + \Delta_t) + \Delta_l = 0,5(1,8 + 0,76) + 1,5 = 2,78\text{mm}$$

$$C = C_1 + C_2 + C_3 = (2 + 0 + 2 + 2{,}78) = 4{,}78\text{mm} = 4{,}78 \,.\, 10^{-3}\text{m}.$$

Do đó chiều dày bằng:

$$S = (28{,}8 + 4{,}78) \,.\, 10^{-3} = 33{,}58 \,.\, 10^{-3}\text{m};$$

Lấy tròn $S = 35$mm.

Đường kính ngoài:

$$D_n = D_t + 2S = 0{,}400 + 2{,}35 \,.\, 10^{-3} = 0{,}47\text{m}.$$

Đại lượng β xác định theo công thức (XIII.38):

$$\beta = \frac{D_t + 2S}{D_t + 2(C_1 + C_2)} = \frac{0{,}400 + 2 \,.\, 35 \,.\, 10^{-3}}{0{,}400 + 2(2 + 0) \,.\, 10^{-3}} = 1{,}17.$$

Ứng suất nhiệt ở mặt trong tính theo công thức (XIII.41):

$$\sigma_t^t = \frac{\alpha_t E_t (t_T^t - t_T^n)}{2(1 - \mu)} \left(\frac{1}{\ln\beta} - \frac{2.\beta^2}{\beta^2 - 1}\right) =$$

$$= \frac{18 \,.\, 10^{-6}\, 155 \,.\, 10^9 (470 - 490)}{2(1 - 0{,}3)} \left[\frac{1}{\ln 1{,}17} = \frac{2 \,.\, 1{,}17^2}{1{,}17^2 - 1}\right] =$$

$$= (-39{,}8 \,.\, 10^6)(-1{,}03) = 41 \,.\, 10^6\text{N/m}^2.$$

Ứng suất nhiệt ở mặt ngoài xác định theo công thức (XIII.42):

$$\sigma_t^n = \frac{\alpha_t E_t (t_T^t - t_T^n)}{2(1 - \mu} \left(\frac{1}{\ln\beta} - \frac{2}{\beta^2 - 1}\right) =$$

$$= (-39{,}8 \,.\, 10^6)\left(\frac{1}{\ln 1{,}17} - \frac{2}{1{,}17^2 - 1}\right) = (-39{,}8 \,.\, 10^6)(0{,}97) =$$

$$= -\ 38{,}6 \,.\, 10^6\text{N/m}^2.$$

Tổng ứng suất ở mặt trong của thân khi chịu áp suất trong được xác định theo công thức (XIII.43):

$$\sigma^t = \frac{1{,}73 p\beta^2}{(\beta^2 - 1)\varphi} + \sigma_t^t = \frac{1{,}73 \,.\, 12{,}5 \,.\, 10^6 \,.\, 1{,}17^2}{(1{,}17^2 - 1) \,.\, 1} + 41 \,.\, 10^6 = 121 \,.\, 10^6\text{N/m}^2;$$

như thế là $\sigma^t > \dfrac{\sigma_c^t}{1{,}2} = \dfrac{140 \,.\, 10^6}{1{,}2} = 116{,}5 \,.\, 10^6\text{N/m}^2$

Giá trị lớn hơn khoảng 4% nên có thể chấp nhận được.

Tổng ứng suất ở mặt ngoài của thân khi chịu áp suất trong được xác định theo công thức (XIII.44):

$$\sigma^n = \frac{1{,}73p}{(\beta^2 - 1)\varphi} + s_t^n = \frac{1{,}73 \,.\, 12{,}5 \,.\, 10^6}{(1{,}17^2 - 1)1} + (-38{,}6 \,.\, 10^6 = 20 \,.\, 10^6)\ \text{N/m}^2,$$

như vậy là $\sigma^n < 116{,}5 \,.\, 10^6$ N/m^2.

Theo điều kiện (XIII.45) ta có:

$$0,5(\sigma^t + \sigma^n) = 0,5(121 + 20) \cdot 10^6 = 70,5 N/m^2.$$

Do đó $< [\sigma] = 93,4 \cdot 10^6$ N/m^2.

Tổng ứng suất theo áp suất ngoài ở mặt trong được xác định theo công thức (XIII.39):

$$\sigma^t = \sigma^t_t - \frac{2p_n\beta^2}{(\beta^2 - 1)\varphi} = 41,0 \cdot 10^6 - \frac{2 \cdot 5 \cdot 10^6\, 1,17^2}{(1,17^2 - 1)1} = 4 \cdot 10^6 \text{ N/m}^2.$$

Như thế là $\sigma^t < 116,5 \cdot 10^6$ N/m^2.

Tổng ứng suất theo áp suất ngoài ở mặt ngoài của thân được xác định theo công thức (XIII.40):

$$\sigma^n = \sigma^n_t - \frac{p_n(\beta^2 + 1)}{(\beta^2 - 1)\varphi} = -38,6 \cdot 10^6 - \frac{5 \cdot 10^6(1,17^2 + 1)}{(1,17^2 - 1)1} =$$

$$= - 70 \cdot 10^6 \text{N/m}^2.$$

Do đó $\sigma^n < 116,5 \cdot 10^6$N/m^2.

Theo điều kiện (XIII.45) thì:

$$0,5(\sigma^t + \sigma^n) = 0,5(4 - 70) \cdot 10^6 = - 33 \cdot 10^6 \text{N/m}^2.$$

như vậy là đáp ứng được vì $< [\sigma] = 93,4 \cdot 10^6$ N/m^2.

Kiểm tra ứng suất của thành thiết bị theo áp suất thử thủy lực bên trong. Áp suất thử tính toán xác định theo:

$$p_o \approx p^o_{th} = 1,25\, p_{mt} = 1,25 \cdot 12,5 \cdot 10^6 = 15,65 \cdot 10^6 \text{ N/m}^2.$$

Ứng suất của thành thiết bị khi thử thủy lực được xác định theo công thức (XIII.26):

$$\sigma = \frac{[D_t + (S - C)]p_o}{2(S - C)\varphi} = \frac{[0,40 + (35 - 4,78) \cdot 10^{-3}]15,65 \cdot 10^6}{2(35 - 4,78) \cdot 10^{-3} \cdot 1} =$$

$$= 111,5 \cdot 10^6 \text{N/m}^2;$$

do đó $\sigma < \frac{\sigma_c}{1,2} = \frac{220 \cdot 10^6}{1,2} = 183 \cdot 10^6$ N/m^2.

Kiểm tra ứng suất của thành thiết bị theo áp suất thử thủy lực bên ngoài. Áp suất thử tính toán xác định theo công thức sau:

$$p^n_o \approx p_{th} = 1,25\, p_{mn} = 1,25 \cdot 5 \cdot 10^6 = 6,25 \cdot 10^6 \text{N/m}^2.$$

Ứng suất của thành thiết bị khi khử thủy lực được xác định theo công thức;

$$\sigma = \frac{2p^n_o\,\beta^2}{(\beta^2 - 1)\varphi} \le \frac{\sigma_c}{1,2}; \qquad \text{(XIII.46)}$$

$$\sigma = \frac{2 \cdot 6,25 \cdot 10^6 \cdot 1,17^2}{(1,17^2 - 1) \cdot 1} = 46,2 \cdot 10^6 \text{N/m}^2, \text{ như vậy} < \frac{\sigma_c}{1,2} = \frac{220 \cdot 10^6}{1,2} =$$

$$= 183 \cdot 10^6 \text{N/m}^2.$$

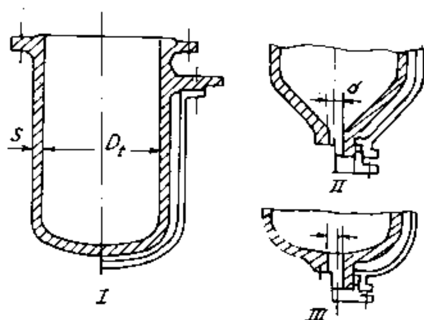
§3. Thân hình trụ đúc [23a.200]

Trong công nghiệp hóa chất, thiết bị có thân trụ đúc bằng vật liệu dẻo ít được dùng hơn so với thân trụ bằng kim loại hàn. Vấn đề là thiết bị hóa chất có những tính chất riêng biệt, không thể sản xuất hàng loạt. Do đó dùng phương pháp đúc không kinh tế lắm.

Nhược điểm của phương pháp đúc là: tốn nhiều kim loại, độ an toàn bền phải cao hơn so với phương pháp hàn khi cùng dùng một loại vật liệu, khi tính bề dày thân cần lấy đại lượng C_3 khá lớn.

Tuy nhiên đối với vật liệu giòn thì đúc là phương pháp duy nhất để gia công thiết bị.

Loại vật liệu giòn được dùng nhiều nhất để chế tạo thiết bị hóa chất là gang, dùng với áp suất bé hơn $0,6 \cdot 10^6$ N/m^2 và nhiệt độ không quá 250^0C. Mặt trong của các thiết bị loại này thường được tráng men hoặc lót v.v.



Hình XIII.10. Các kiểu chính của thân hình trụ đúc

Trên hình XIII.10 thể hiện một số kiểu chính của thân hình trụ đúc.

Khi có lỗ ở thân thiết bị cần phải được gia cố chặt. Chiều dày thành thiết bị tính như sau:

- đối với thiết bị làm việc chịu áp suất trong thì tính theo công thức (XIII.8) hoặc (XIII.9).

- đối với thiết bị làm việc chịu áp suất ngoài hay chân không thì tính theo công thức (XIII.29) hoặc (XIII.32).

- đối với thiết bị làm việc ở áp suất thường (không có áp suất) thì tính theo công thức (XIII.8) hoặc (XIII.9) nhưng lấy p không bé hơn $0,1 \cdot 10^6 N/m^2$.

Trong mọi trường hợp đại lượng bổ sung C tính theo công thức (XIII.17), trong đó:

- đối với các loại thép $C_3 \geq 3$mm;
- đối với kim loại màu và hợp kim $C_3 \geq 2$mm;
- đối với các loại gang $C_3 \geq 6$mm;
- đối với thủy tinh thạch anh $C_3 \geq 3$mm.

Kết quả chọn chiều dày cuối cùng phải tuân theo các qui định như khi chọn chiều dày của thân trụ rèn đã nói ở trên. Ta có thể sơ bộ tham khảo chiều dày thiết bị đúc theo các số liệu sau:

- đối với các loại thép $S \geq 8$mm;
- đối với kim loại màu và hợp kim $S \geq 6$mm;

- đối với các loại gang $S \geq 12$mm;

- đối với thủy tinh thạch anh $S \geq 6$mm.

Chiều dày hân thiết bị làm việc với áp suất trong lớn hơn 7 . 10^4 N/m^2 thì kiểm tra ứng suất khí thử thủy lực theo công thức (XIII.26). Đối với các vật liệu giòn có thể lấy $s_c^t \approx 0{,}5\ s_k^t$.

III. TÍNH ĐÁY VÀ NẮP THIẾT BỊ

Nắp và đáy cũng là những bộ phận quan trọng của thiết bị và thường được chế tạo cùng loại vật liệu với thân thiết bị.

Đáy, nắp có thể nối với thân bằng cách hàn, ghép bích hoặc hàn liền với thân (thiết bị đúc bằng vật liệu giòn).

Đáy, nắp có nhiều dạng: elip, bán cầu, nón, phẳng v.v. Chọn hình dáng đáy tùy thuộc vào hình dạng của thân thiết bị và áp suất trong thiết bị đồng thời phải chú ý đến các yêu cầu của công nghệ.

Tính toán đáy và nắp hoàn toàn như nhau.

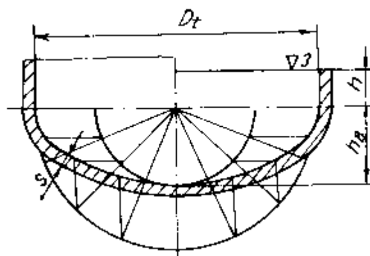
§1. Đáy và nắp elip có gờ

Thông thường người ta dùng đáy, nắp elip đối với các thiết bị có thân hàn trong các trường hợp sau:

- đối với thiết bị nằm ngang - bất kỳ áp suất nào;

- đối với thiết bị thẳng đứng - áp suất trong hay ngoài lớn hơn 7.10^4N/m^2 (tùy theo điều kiện của quá trình công nghệ mà có thể làm đáy nón).

Đối với các thiết bị thân trụ đúc thì hợp lý nhất là dùng đáy; nắp elip cho bất kỳ áp suất nào (riêng đối với thiết bị thẳng đứng loại này, tùy theo yêu cầu của quá trình sản xuất ta có thể làm đáy nón).



Hình XIII.11. Quan hệ kích thước đáy elip: $h_b = 0{,}25\ D_t$ nhưng không bé hơn $0{,}2\ D_t$; đối với đáy bằng thép cán $h \geq 2S$, nhưng không bé hơn 25mm

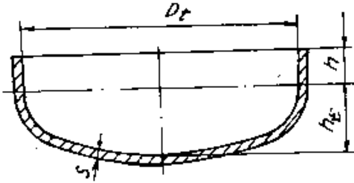
Quan hệ kích thước của đáy và nắp elip thể hiện ở hình XIII.11. Trong các bảng XIII.10 ÷ XIII.12 giới thiệu các kích thước chủ yếu của đáy và nắp elip bằng thép cacbon và thép không gỉ.

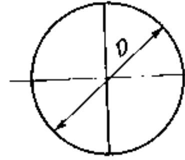
Trong các bảng XIII.13 và XIII.14 giới thiệu kích thước chủ yếu của đáy và nắp elip bằng đồng thanh, hợp kim nhôm và đồng.

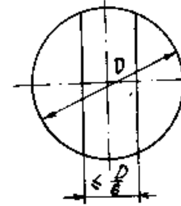
Trong bảng XIII.15 giới thiệu kích thước cơ bản của đáy và nắp cầu có gờ bằng chất dẻo viniplat.

Đối với đáy và nắp có kích thước phôi lớn hơn kích thước tiêu chuẩn của tấm thép thì có thể hàn từ hai hoặc batấm.

Bảng XIII.10. **Đáy và nắp có gờ** [23a.209]







D_t	h_t	Bề mặt trong F, m^2 khi h, mm			
mm	mm	25	40	50	60
400	100	0,2	0,22	-	
(450)	112	0,25	0,28		
500	125	0,31	0,33	0,35	
(550)	137	0,37	0,40	0,41	
600	150	0,44	0,47	0,48	
(650)	162	0,51	0,54	0,56	
700	175	0,59	0,62	0,64	
800	200	0,76	0,80	0,82	
900	225	0,95	0,99	1,02	
1000	250	1,16	1,21	1,24	
1100	275	1,40	1,45	1,49	
1200	300	1,66	1,71	1,75	
(1300)	325	1,94	2,00	2,04	
1400	350	2,24	2,31	2,35	2,39
(1500)	375	2,56	2,64	2,68	2,73
1600	400	2,90	2,98	3,03	3,08
(1700)	425	3,27	3,35	3,40	-
1800	450	3,65	3,74	3,80	3,85
(1900)	475	4,06	4,16	4,22	-
2000	500	4,48	4,60	4,66	4,71
2200	550		5,53	5,60	5,66
2400	600		6,56	6,63	6,70
2600	650		7,67	7,75	
2800	700		8,87	8,96	
3000	750		10,2	10,30	
3200	800		11,5	11,60	
3400	850	-		13,10	
3600	900			14,6	-
3800	950			16,3	
4000	1000			18,0	

Chú thích: - đường kính tấm thép đem gò (phôi) ở đây chưa kể đến ảnh hưởng giãn căng khi dập và rẻo cần cắt. Xem cách tính đường kính D đối với các chiều dày khác ở bảng XIII.12;

- đường kính đáy nằm trong dấu ngoặc không nên dùng cho vỏ bọc ngoài.

Qui ước kí hiệu đáy D_t = 400 mm và S = 4mm; "đáy 400-4"

Thể tích V. 10^{-3}, m^3, khi h, mm				Đường kính phôi D, mm khi S, mm			
				4	10	20	60
				khi h, mm			
25	40	50	60	25	40	50	60
11,5	13,4	-		516	546	-	
15,8	18,2	-		575	605	-	
21,4	24,4	26,3		634	664	691	
27,6	31,2	33,6		693	724	751	
35,2	39,5	42,2		752	782	810	
44,2	49,1	52,4		811	841	869	
54,5	60,3	64,1	-	870	900	928	
79,6	87,2	92,2	-	988	1018	1046	
111,0	121	127		1106	1136	1164	
151	162	170		1222	1254	1282	
198	212	222		1340	1372	1400	
255	272	283		1458	1490	1518	
321	341	354		1576	1607	1635	
398	421	436	452	1693	1275	1753	1817
486	513	530	548	1810	1843	1871	1934
578	617	637	657	1928	1960	1989	2051
700	734	757	-	2045	2078	2108	-
827	866	891	916	2162	2196	2224	2285
969	1012	1040	-	2280	2313	2342	-
1095	1173	1205	1206	2398	2430	2459	2520
	1547	1585	1624		2667	2696	2755
	1991	2037	2082		2900	2930	3000
	2515	2568			3139	3165	
	3121	3183			3372	3400	
	3819	3890			3606	3635	
-	4611	4694		-	3835	3871	-
		5601	-			4107	
		6619				4341	
		7754			-	4517	
		9010				4812	

Bảng XIII.11. **Chiều dày và khối lượng của đáy và nắp elip có gờ** [23a.2 10]

D_t, mm	Chiều dày S, mm																	
	4	5	6	8	10	12	14	16	18	20	22	28	30	32	36	40	50	60
	Chiều cao gờ h, mm																	
			25				40						50					60
	Khối lượng, kg																	
400	6,6	8,3	9,9	13	18	22	26	30	-									
450	8,0	10,3	12,0	17	22	27	32	37	42									
500	10,0	12,4	15,0	20	27	33	39	44	50	59								
550	12,0	14,9	18,0	24	32	39	46	53	60	69								
600	14,0	17,5	21,0	28	38	45	54	62	69	81	89							
650	16,0	20,3	24,0	33	44	53	62	71	80	93	103							
700	19,0	23,4	28,0	38	50	60	71	81	92	106	117							
800	24,2	30,2	36,0	49	61	77	90	104	117	135	149	192						
900	30,0	38,0	45,0	61	80	96	112	129	146	167	184	238	256					
1000	36,0	47,9	56,0	74	97	117	137	157	177	203	224	288	309					
1100		54,4	67,0	89	116	140	164	188	212	242	267	343	368					
1200		64,2	79,0	106	137	165	193	221	249	284	314	402	433	466				
1300			92,0	123	159	192	224	257	290	330	364	467	502	537				
1400			106	142	183	221	258	296	334	379	418	537	576	616	697	778	986	1320
1500			123	163	209	252	295	338	380	432	476	610	655	701	793	885	1120	1384
1600			137	184	237	285	333	382	431	488	538	689	740	791	894	998	1263	1557
1700				207	266	320	374	429	484	547	603	773	830	887	1003	1119	1414	-
1800				232	297	357	418	479	540	610	672	861	942	988	1117	1246	1574	1955
1900				258	322	397	464	531	599	676	745	954	1024	1095	1237	1380	1742	-
2000				283	364	438	512	586	661	746	822	1052	1129	1207	1363	1520	1918	2375
2200					438	527	616	705	794	895	987	1262	1355	1448	1634	1822	2312	2836
2400					519	624	729	835	940	1058	1166	1492	1601	1710	1930	2151	2726	3338
2600						730	852	975	1099	1235	1361	1740	1867	1995	2257	2517	3174	
2800						842	984	1126	1269	1426	1571	2007	2154	2306	2603	2901	3656	
3000						1036	1126	1289	1452	1630	1795	2294	2461	2633	2972	3312		
3200							1277	1462	1647	1848	2035	2600	2793	2983	3366	3750		
3400										2080	2290							
3600											2560							
3800											2844							
4000											3144							

Chú thích: khối lượng ở đây tính với thép cacbon co $\rho = 7,85.10^3$ kg/m^3, đối với thép không gỉ khi tính khối lượng nắp, đáy cần nhân thêm hệ số 1,01.

a) Tính đáy và nắp làm việc chịu áp suất trong

Chiều dày S được xác định theo công thức sau:

$$S = \frac{D_t p}{3{,}8[\sigma_k]k\varphi_h - p} \cdot \frac{D_t}{2h_b} + C, \text{ m;}^{(1)} \qquad \text{(XIII.47)}$$

trong đó h_b - chiều cao phần lồi của đáy (h.XIII.10), m; φ_h - hệ số bền của mối hàn hướng tâm (nếu có) xem bảng XIII.8; k - hệ số không thứ nguyên, xác định như sau:

$$k = 1 - d/D_t; \qquad \text{(XIII.48)}$$

ở đây d - đường kính lớn nhất (hay kích thước lớn nhất của lỗ không phải hình tròn), của lỗ không tăng cứng. Đối với đáy không có lỗ hay có lỗ được tăng cứng hoàn toàn thì k = 1.

Bảng XIII.12. **Đường kính phôi đáy, nắp elip khi biết đường kính trong**

Chiều dày S, mm	Chiều cao gờ h, mm	Đường kính phôi D', mm
4		D
5		D +
6	25	$D + 3$
8		$D + 5$
10		D
12		$D + 3$
14	40	$D + 5$
16		$D + 7$
18		$D + 10$
20		D
22		$D + 3$
28	50	$D + 9$
30		$D + 12$
32		$D + 14$
36		$D + 19$
40		$D + 24$ (Khi D_t > 2400 thì $D + 28$)
50		$D + 35$ (Khi D_t > 2400 thì $D + 40$)

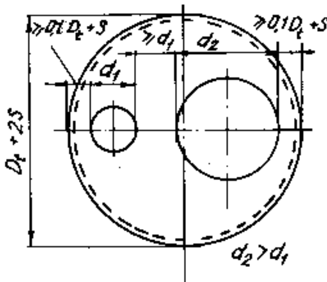
Chú thích : đại lượng D phụ thuộc vào D_t xem ở bảng XIII.10.

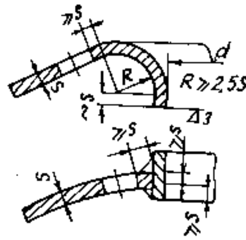
Khi tăng cứng một phần lỗ thì hệ số k được tính theo kích thước phần lỗ không được tăng cứng.

Nên khoét lỗ ở tâm đáy hay nắp. Trường hợp có nhiều lỗ thì nên phân bố sao cho lỗ lớn ở gần tâm hơn (h. XIII.12).

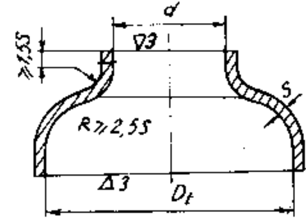
(1) Khi $\frac{[\sigma]}{p} k\varphi_h \geq 30$ thì có thể bỏ qua đại lượng p ở mẫu số.

Nếu cần thiết làm lỗ có đường kính lớn hơn một nửa đường kính của đáy thì nên uốn ngược lại (h. XIII.13). Loại lỗ như vậy không cần phải tăng cứng.





Hình XIII.12. Phân bố lỗ ở đáy elip



Hình XIII.13. Cấu tạo lỗ ở đáy elip khi $d > 0,5\ D_t$

Đại lượng bổ sung C được tính theo công thức (XIII.17) có tăng thêm một ít (đối với đáy, nắp dập tùy theo chiều dày):

Thêm 2mm khi $S - C \leq 10$mm

Thêm 1mm khi 20mm $> S - C >$ 10mm.

Khi $S - C > 20$mm thì không cần tăng chiều dày đáy, nắp so với tính toán theo công thức (XIII.17).

Đối với nắp, đáy đúc thì lấy các giá trị C_3 giống như đối với thân hình trụ đúc.

Trong các loại thiết bị hàn chiều dày đáy, nắp không được bé hơn chiều dày thân ở chỗ hàn.

Trong các loại thiết bị đúc chiều dày nắp, đáy lấy lớn hơn chiều dày thân khoảng 2 ÷ 5mm nhưng phải tăng dần dần qua đoạn chuyển tiếp đều đặn.

Sau khi tính chiều dày xong cần phải kiểm tra ứng suất thành ở áp suất thử thủy lực theo công thức:

$$\sigma = \frac{[D_t^2 + 2h_b(S - C)]p_o}{7,6k\varphi_h h_b(S - C)} \leq \frac{\sigma_c}{1,2},\ \text{N/m}^2. \qquad \text{(XIII.49)}$$

Ví dụ 7. Tính chiều dày nắp elip có gờ đối với thân trụ thẳng đứng đã tính ở ví dụ 1 (hình XIII.4) theo các số liệu sau: vật liệu - CT3, D_t = 2m, h_b = 0,5m; ở nắp có lỗ không được tăng cứng d = 0,15m; nắp hàn từ hai nửa tấm, hàn điện hai phía bằng tay (φ_h = 0,95, $[\sigma] = 146\ .\ 10^6$ N/m^2; $_c = 240\ .\ 10^6$ N/m^2; $p = 10^6$ N/m^2, $p_o = 1,3\ .\ 10^6$ N/m^2).

Giải. Hệ số k được xác định theo công thức (XIII.48):

$$k = 1 - \frac{d}{D_t} = 1 - \frac{0,15}{2,0} = 0,925.$$

Bởi vì $$\frac{[\sigma]}{p}k\varphi_h = \frac{146\ .\ 10^6}{1\ .\ 10^6}0,925\ .\ 0,95 = 128 > 30,$$

nên đại lượng p ở mẫu số có thể bỏ qua. Chiều dày nắp được tính theo công thức (XIII.47):

$$S = \frac{D_t \cdot p}{3,8[\sigma]k \cdot \varphi_h} \cdot \frac{D_t}{2 \cdot h_b} + C =$$

$$= \frac{2,000 \cdot 1 \cdot 10^6}{3,8 \cdot 146 \cdot 10^6 \cdot 0,925 \cdot 0,95} \cdot \frac{2,000}{2 \cdot 0,50} + C = 8,2 \cdot 10^{-3} + C, \text{ m.}$$

Đại lượng bổ sung C khi $S - C = 8,2 < 10$mm. Do đó ta tăng thêm 2mm so với giá trị C tính ở ví dụ 1:

$$C = (1,8 + 2) \cdot 10^{-3} = 3,8 \cdot 10^{-3}\text{m.}$$

Do đó $$S = (8,2 + 3,8) \cdot 10^{-3} = 12 \cdot 10^{-3}\text{m.}$$

Theo bảng XIII.11 ta chọn chiều dày $S = 12$mm.

Kiểm tra ứng suất thành của nắp thiết bị theo áp suất thử thủy lực bằng công thức (XIII.49):

$$\sigma = \frac{[D_t^2 + 2h_b(S - C)]p_o}{7,6k\varphi_h h_b(S - C)} =$$

$$= \frac{[(2,000)^2 + 2 \cdot 0,50(12 - 3,8) \cdot 10^{-3}]1,3 \cdot 10^6}{7,6 \cdot 0,925 \cdot 0,95 \cdot 0,500(12 - 3,8) \cdot 10^{-3}} =$$

$= 190 \cdot 10^6$ N/m^2, như vậy nhỏ hơn $\frac{\sigma_c}{1,2} = \frac{240 \cdot 10^6}{1,2} = 240 \cdot 10^6$ N/m^2.

b) Tính đáy và nắp làm việc chịu áp suất ngoài

Chiều dày đáy và nắp elip làm việc chịu áp suất ngoài p_n được xác định theo công thức:

$$S = \frac{D_t p_n}{3,8\ [\sigma_n]k \cdot k_1\varphi_h - p_n} \cdot \frac{D_t}{2h_b} + C, \text{ m; }^{(1)} \qquad \text{(XIII.50)}$$

trong đó k_1 - hệ số, đối với đáy không lỗ hay lỗ có tăng cứng $k_1 = 0,74$; đối với đáy có lỗ không tăng cứng $k_1 = 0,64$.

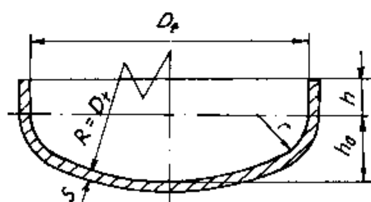
Cách tính hệ số C giống như đối với đáy, nắp làm việc chịu áp suất trong. Khi ở đáy (nắp) có vỏ bọc ngoài với áp suất dư thì chiều dày đáy và nắp cần được kiểm tra ứng suất thành khi thử thủy lực theo công thức sau:

$$\sigma = \frac{[D_t^2 + 2h_b(S - C)]p_o^n}{7,6k\ k_1\varphi_h h_b(S - C)} \le \frac{\sigma_c}{1,2} \text{ N/m}^2, \qquad \text{(XIII.51)}$$

---

(1) khi $\frac{[\sigma_n]}{p} \cdot k \cdot k_1 \cdot \varphi_h \ge 30$ ta có thể bỏ đại lượng p ở mẫu số.

Bảng XIII.13. **Đáy và nắp elip có gờ bằng đồng thau, nhôm, đồng** [23a.213]



Qui ước ký hiệu đáy D_t = 150mm và S = 2mm: "đáy 150 x 2"

D_t	h_b	Bề mặt trong F_t, m^2		Thể tích $V.10^{-3}$, m^3		Đường kính phôi D, mm[(1)]	
		khi h, mm				h = 25mm S = 2mm	h = 40mm S = 10 mm
mm		25	40	25	40		
150	38	0,037		0,88		217	
200	50	0,06		1,80		277	
250	63	0,09		3,3		338	
300	75	0,12		5,3		396	
350	88	0,16		8,0		455	
400	100	0,20		11,5		514	
450	112	0,25		15,8		573	
500	125	0,31		21,4		632	
550	137	0,37		27,6		692	
600	150	0,44		35,2		750	
650	162	0,51	0,54	44,2	49,1	808	841
700	175	0,59	0,62	54,2	60,3	868	901
750	187	0,67	0,71	66,2	70,9	928	959
800	200	0,76	0,80	79,6	87,2	986	1020
850	212	0,86	0,88	96,3	103,2	1044	1078
900	225	0,95	0,99	111,4	120,9	1103	1138
950	237	1,06	1,10	131,5	140,5	1162	1194
1000	250	1,16	1,21	150,6	162,4	1221	1253
1100	275	1,40	1,45	198,0	212,3	1338	1372
1200	300	1,66	1,71	225,0	271,5	1457	1490
1300	325	1,94	2,00	320,9	340,9	1574	1608
1400	350	2,24	2,31	397,9	421,0	1692	1725
1500	375	2,56	2,64	486,1	512,6	1808	1843
1600	400	2,90	2,98	586,7	618,8	1927	1960
1800	450	3,66	3,74	827,0	865,7	2162	2196
2000	500	4,50	4,60	1124,0	1173	2397	2432
2200	550	5,43	5,53	1482	1547	2633	2667
2400	600	6,44	6,56	1920	1991	2868	2901
2600	650	7,55	7,67	2240	2515	3104	3138
2800	700	8,74	8,87	3020	3121	3338	3373
3000	750	10,00	10,15	3710	3819	3574	3608
3200	800	11,35	11,50	4500	4620	3809	3844
3400	850	12,82	12,98	5370	5500	4045	4078
3600	900	14,28	14,55	6350	6500	4280	4313

(1) Chưa kể đến ảnh hưởng giãn căng khi gò và rẻo cần cắt, xem cách tính đường kính D đối với các chiều dày khác ở bảng XIII.14.

Ví dụ 8. Xác định chiều dày đáy elip của một thiết bị nằm ngang theo những số liệu sau:

Vật liệu - hợp kim nhôm AMцC; $D_t = 1{,}3$m; $h_b = 0{,}325$m; đáy không có lỗ; hàn từ hai nửa tấm, hàn hai phía, tự động ($\varphi_h = 0{,}85$),

$$[\sigma] = \sigma_n] = 36 \;.\; 10^6 \text{ N/m}^2;\; p = 0{,}314 \;.\; 10^6 \text{ N/m}^2;\; p_n = 0{,}17 \;.\; 10^6 \text{ N/m}^2;$$

$$p_o = 0{,}45 \;.\; 10^6 \text{ N/m}^2;\; k = 1{,}0;\; k_1 = 0{,}74.$$

Giải. Xét $\dfrac{[\sigma_n]}{p} k \;.\; k_1\varphi_h = \dfrac{36 \;.\; 10^6}{0{,}314 \;.\; 10^6}\, 1 \;.\; 0{,}74 \;.\; 0{,}85 = 72{,}15 > 30$,

vì thế có thể bỏ qua đại lượng p ở mẫu số của công thức (XIII.47). Chiều dày đáy tính theo áp suất trong như sau:

$$S = \frac{D_t p}{3{,}8[\sigma]k\varphi_h} \;.\; \frac{D_t}{2h_b} + C =$$

$$= \frac{1{,}3 \;.\; 0{,}314 \;.\; 10^6 \;.\; 1{,}3}{3{,}8 \;.\; 36 \;.\; 10^6 \;.\; 1 \;.\; 0{,}85 \;.\; 2 \;.\; 0{,}325} + C = 7 \;.\; 10^{-3} + C, \text{ m}.$$

Chiều dày đáy tính theo áp suất ngoài như sau:

$$S = \frac{D_t p_n}{3{,}8[\sigma_n]kk_1\varphi_h} \;.\; \frac{D_t}{2h_b} + C =$$

$$= \frac{1{,}3 \;.\; 0{,}17 \;.\; 10^6}{3{,}8 \;.\; 36 \;.\; 10^6 \;.\; 1 \;.\; 0{,}74 \;.\; 0{,}85} \;.\; \frac{1{,}3}{2 \;.\; 0{,}325} + C = 5{,}1 \;.\; 10^{-3} + C\text{m}.$$

Tất nhiên kết quả cuối cùng phải là kết quả tính toán nào có chiều dày lớn hơn, ở đây chính là kết quả tính theo công thức (XIII.47) của đáy làm việc chịu áp suất trong.

Khi $S - C = 7 < 10$mm, ta thêm vào đại lượng C khoảng 2mm.

$$C = C_1 + C_2 + C_3;$$

ở đây không cho tốc độ ăn mòn nên ta chọn $C_1 = 1$mm; $C_2 = 0$; $C_3 = 0{,}5$mm (bảng XIII.9):

$$C = (1 + 0 + 0{,}5) \;.\; 10^{-3} = 1{,}5 \;.\; 10^{-3}\text{m}.$$

Như vậy lượng bổ sung vào chiều dày đáy là $(1{,}5 + 2) \;.\; 10^{-3}$m.

Do đó chiều dày đáy là:

$$S = (7 + 3{,}5) \;.\; 10^{-3} = 10{,}5 \;.\; 10^{-3}\text{m}.$$

Theo bảng XIII.11 ta chọn chiều dày $S = 12$mm.

Kiểm tra ứng suất thành của đáy theo áp suất thử thủy lực bằng công thức (XIII.49):

$$\sigma = \frac{[D_t^2 + 2h_b(S - C)]p_o}{7{,}6 \;.\; k\varphi_h h_b(S - C)} =$$

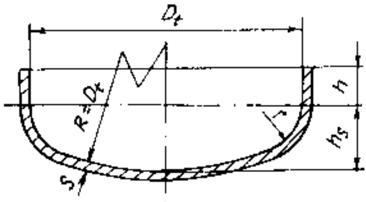
$$= \frac{[(1{,}3)^2 + 2 \;.\; 0{,}325(12 - 3{,}5) \;.\; 10^{-3}]0{,}45 \;.\; 10^6}{7{,}6\; 1 \;.\; 0{,}85 \;.\; 0{,}325(12 - 3{,}5) \;.\; 10^{-3}} =$$

Bảng XIII.14. **Đường kính phôi của đáy elip có gờ bằng đồng thau, nhôm, đồng**

Chiều dày S, mm	Chiều cao gờ h, mm	Đường kính phôi D, mm
2	25	D
3		D + 1
4		D + 2
5		D + 3
6		D + 4
8		D + 5
10	40	D
12		D + 2
14		D + 4
16		D + 7
18		D + 10
20		D + 12.

Chú thích: đường kính D lấy theo đường kính trong D_t ở bảng XIII.13.

Bảng XIII.15. **Đáy và nắp elip bằng chất dẻo viniplat** [23a.215]



Qui ước ký hiệu đáy D_t = 200mm và S = 5mm: "đáy 200.5"

D_t	h_b	Thể tích $V.10^{-3}m^3$	h	r	S	Đường kính phôi D, mm	Khối lượng, kg
mm			mm				
200	45	1,6	20	30	5;7; 10;15	320	1,0
250	56	2,9		37		380	1,4
300	68	4,6		45		440	1,9
350	79	7,2		52		500	2,4
400	90	10,0		60		565	3,1
450	102	16,8	35	68	10;15 17;20	655	4,2
500	113	21,8		75		715	5,1
550	124	28,6		83		775	6,0
600	136	34,8		90		835	6,9
700	158	55		105		960	9,2
800	181	87	50	120		1100	12,4
900	203	116		135		1235	15,4
1000	226	160		150		1355	18,6

Chú thích: 1 - đường kính D phôi ở đáy chỉ dùng đối với đáy có S = 10mm; 2 - đối với các chiều dày khác thì tính D' = D - (10 - S) 4mm; 3 - khối lượng riêng ở đây tính đối với vật liệu $\rho = 1,4 . 10^3$ kg/m^3.

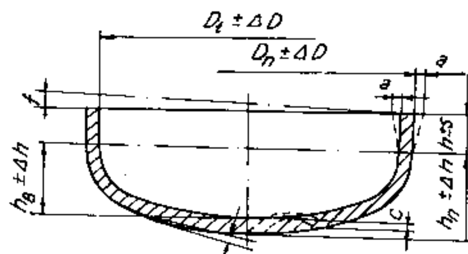
$= 44{,}4 \cdot 10^6$ N/m^2; như vậy là $< \dfrac{\sigma_c}{1{,}2} = \dfrac{60 \cdot 10^6}{1{,}2} = 50 \cdot 10^6$ N/m^2.

Do đó chiều dày $S = 12$ mm đảm bảo được yêu cầu về độ bền.

c) Độ sai lệch cho phép về hình dạng và kích thước của đáy và nắp elip có gờ

Độ sai lệch cho phép về kích thước và hình dạng của đáy và nắp elip bằng thép cho ở bảng XIII.16 và XIII.17.

Bảng XIII.16. **Độ sai lệch cho phép về những kích thước cơ bản của đáy, nắp elip dập** [23a.216]



$D_1(D_n)$, mm	Dung sai, mm				
	ΔD	Độ ôvan	C	f	Δh
≤ 720	±2	Nằm trong giới hạn dung sai của đường kính	2	2	±4
800 - 1200			3	3	±6
1400 - 1600	±3		4	4	±8
1800 - 2400				5	±12
2600 - 3000	±5			8	±16
3200 - 3400	±6			10	±20

Bảng XIII.17. **Sai lệch về độ bóp nở (độ biến dạng thành hình nón) của phần hình trụ của nắp, đáy elip dập (xem hình ở bảng XIII.16)** [23a.217]

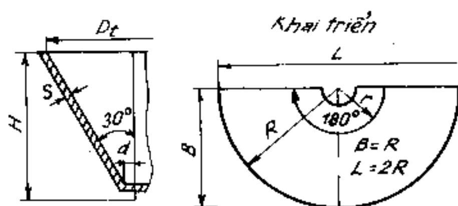
S, mm	a, mm	S, mm	a, mm
<20	±4	28 - 34	±6
20 - 26	±5	≥36	±8

Cho phép giảm chiều dày nắp, đáy ở phần tiếp giáp với thân hình trụ khoảng 10% nhưng không quá 2,5mm. Giảm từ từ theo hình vát chứ không giảm đột ngột.

Cho phép độ xê dịch của cạnh mối hàn giữa 2 tấm nằm trong giới hạn 10% chiều dày, nhưng không quá 4mm.

Đối với các đáy, nắp dập bằng kim loại màu, hợp kim hay chất dẻo cũng dùng được những dung sai về hình dáng và kích thước như đối với đáy, nắp bằng thép.

Bảng XIII.18. **Đáy nón không gờ, bằng thép, góc đáy 60°** [23a.220]

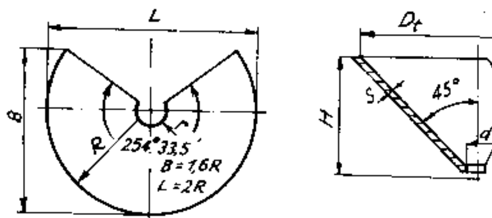


Qui ước ký hiệu đáy với đường kính D_1 = 400mm và chiều dày S = 4mm: "đáy 400-4"

D_t	H	Bề mặt trong F_1, m²	Thể tích $V.10^{-3}$ m³	Bán kính khai triển R, mm khi S=4mm	4	5	6	8	10	12
					S, mm					
					r, mm					
					55	56	57	59	62	64
					d, mm					
					51,5	51,7	51,8	52,1	53,4	53,6
mm					khối lượng, kg					
400	346	0,247	14,5	403	7,9					
500	433	0,388	28,0	503	12,3	15,5	18,7			
600	520	0,561	49,0	603	17,8	22,4	27,0			
700	606	0,765	78,0	703	24,2	30,4	36,5	49		
800	693	1,000	116	803	32,0	40,0	47,7	64		
900	779	1,268	165	903		51,0	60,4	80,9	98	
1000	866	1,565	227	1003		67,9	74,5	100	125	
1200	1039	2,255	392	1203		90,5	107	143	180	216
1400	1212	3,075	622	1403		122	146	195	244	294
1600	1386	4,01	929	1603		157	190	254	319	383
1800	1559	5,08	1322	1803		209	241	322	402	484
2000	1732	6,28	1814	2003			298	416	497	597
2200	1905	7,60	2414	2203				480	601	722
2400	2078	9,05	3134	2403				572	715	859
2600	2252	10,62	3986	2603				675	840	1008
2800	2425	12,30	4977	2803				778	972	1168
3000	2598	14,12	6121	3003				890	1120	1341

Chú thích: 1 - đại lượng R đối với các chiều dày đáy khác xem bảng XIII.20; 2 - ở đây khối lượng đáy tính với thép có ρ = 7850 kg/m³; để tìm khối lượng của đáy thép không gỉ phải nhân thêm hệ số 1,01.

Bảng XIII.19. **Đáy nón không gờ, bằng thép, góc đáy bằng 90°** [23a.221]



Qui ước ký hiệu đáy với đường kính D_t = 400mm và chiều dày S = 4mm: "đáy 400 - 4"

S, mm					4	5	6	8	10
					r, mm				
					37	38	38	39	40
					d, mm				
D_t (mm)	*H* (mm)	Bề mặt trong F_t, m^2	Thể tích $V.10^{-3}$, m^3	Bán kính khai *R* khi *S*=4mm, mm	49,6	50,3	49,6	49,6	49,5
					khối lượng, kg				
400	200	0,175	8	285	5,6				
500	250	0,274	16	356	8,7	11,4	13,9		
600	300	0,397	28	426	12,7	15,8	19,0		
700	350	0,540	45	497	17,1	21,8	25,9	34,7	
800	400	0,708	67	568	22,4	28,2	33,8	45,3	
900	450	0,896	95	638		35,4	42,7	57,1	
1000	500	1,110	131	709		48,4	52,8	70,5	
1200	600	1,595	226	851		62,1	75,9	101,0	
1400	700	2,175	359	992		85,5	103,0	137	
1600	800	2,850	536	1135		109,0	134,0	179	
1800	900	3,605	763	1277		136,0	171,0	227	
2000	1000	4,44	1047	1417				280	
2200	1100	5,36	1394	1558				342	425
2400	1200	6,39	1810	1699				408	505
2600	1300	7,48	2301	1840				475	593
2800	1400	8,72	2874	1982				548	686
3000	1500	10,0	3534	2123				620	789

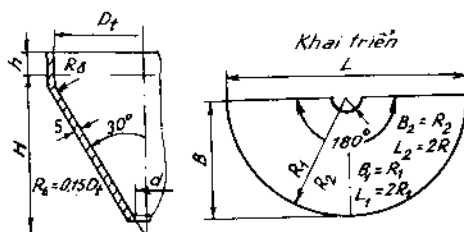
Chú thích: 1 - bán kính khai triển *R* đối với các chiều dày khác (bảng XIII.20); 2 - khối lượng ở đây chỉ tính đối với thép có ρ = 7,85 . 10^3 kg/m^3; để tìm khối lượng đáy thép không gỉ ta nhân kết quả trên với hệ số 1,01.

Bảng XIII.20. **Bán kính khai triển của đáy nón không gờ** [2a.221]

Chiều dày *S*, mm	Góc đáy 60°	Góc đáy 90°	Chiều dày *S*, mm	Góc đáy 60°	Góc đáy 90°
	Bán kính khai triển *R*, mm			Bán kính khai triển *R*, mm	
4	$R^{(1)}$	$R^{(2)}$	8	*R* + 4	*R* + 2
5	*R* + 1	*R* + 1	10	*R* + 6	*R* + 3
6	*R* + 2	*R* + 1	12	*R* + 7	

Chú thích: 1- đại lượng *R* theo bảng XIII.18 ứng với đường kính D_t; 2 - đ. lượng *R* theo bảng XIII.19 ứng với đường kính trong D_t.

Bảng XIII.21. **Đáy nón có gờ, bằng thép, góc đáy 60°** [23a.222]



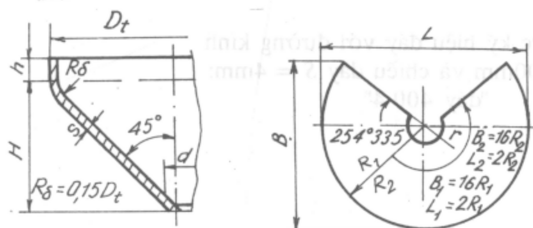
D_t	H	$R_đ$	Bề mặt trong F_1, m² khi h, mm		Thể tích $V.10^{-3}$, m³ khi h, mm		Bán kính khai triển R_1, mm cho S=4mm khi h, mm	Bán kính khai triển R_2, mm cho S=10mm khi h, mm	S, mm: 4 / 53 / 49,5
mm			40	50	40	50	40	50	
400	363	60	0,317	0,330	23	24	460	477	10,3
450	408	68	0,395	-	30,5	-	512	-	13,0
500	453	75	0,487	0,503	42	44	564	581	15,2
550	498	82	0,575	-	55	-	616	-	18,5
600	544	90	0,680	0,698	71	74	668	684	22,0
650	589	98	0,792	-	89	-	720	-	25,3
700	634	105	0,913	0,935	109	113	771	788	29,1
800	725	120	1,181	1,206	161	166	875	892	37,7
900	816	135	1,477	1,505	226	232	979	996	47,5
1000	906	150	1,808	1,839	306	314	1083	1100	
1100	997	165	2,176	2,211	404	414	1187	1203	
1200	1087	180	2,570	2,608	520	532	1291	1307	
1300	1178	195	3,014	3,054	657	671	1395	1411	
1400	1269	210	3,485	3,529	816	832	1498	1515	
1500	1359	225	3,979	4,026	999	1017	1603	1619	
1600	1450	240	4,516	4,566	1207	1227	1706	1723	
1700	1541	255	5,109	5,163	1443	1465	1809	1826	
1800	1631	270	5,703	5,760	1706	1732	1914	1930	
1900	1722	285	6,337	6,397	2001	2029	2018	2034	
2000	1812	300	7,012	7,095	2326	2358	2121	2138	
2200	1994	330		8,516		3122		2346	
2400	2175	360		10,12		4029		2554	
2600	2356	390		11,79		5101		2761	
2800	2537	420		13,68		6346		2968	
3000	2710	450		15,54		7783		3177	

Chú thích: 1 - để tính R_1, R_2 đối với các chiều dày khác, xem bảng XIII.23; 2 - Khối lượng ở đây tính đối với thép có ρ =7,85.10³ kg/m³, để tính khối lượng đáy bằng thép không gỉ ta cần nhân thêm số liệu trong bảng với hệ số 1,01.

Qui ước ký hiệu đáy với đường kính D_t = 400mm và chiều dày S = 4mm:
"đáy 400-4"

5	6	8	10	12	14	16	18	20	22	28	30
r, mm											
54	55	57	59	60	62	64	66	67	69	74	76
d, mm											
49,7	49,8	50,1	50,4	49,6	49,9	50,2	50,4	49,7	50	49,8	50,1
Chiều cao gờ *h*, mm											
40			50								
Khối lượng, kg											
12,9	15,5	20,8	27,5								
15,9	19,1	-	-								
19,4	23,3	31,4	41,0	49,5							
23,3	28,0	37,4	-	-							
27,5	32,8	44,1	57,0	69,0	82,0	93,0					
31,7	38,1	51,2	-	-	-	-					
36,4	44,0	58,8	75,9	91,5	107	124	139				
46,5	56,6	75,8	97,0	117	138	158	179	200			
58,4	70,8	95,0	122	146	171	198	223	251	276		
70,4	87,0	116	149	178	211	242	272	303	333		
82,6	105	139	178	-	-	-	-	-	-		
92,0	124	166	211	253	294	336	385	429	472	609	652
	144	193	245	-	-	-	-	-	-	-	-
	166	222	284	340	397	455	511	576	634	817	875
	190	254	314	-	-	-	-	-	-	-	-
	217	289	365	442	516	589	663	737	820	1043	1131
		330	412	494	-	-	-	-	-	-	-
		373	460	550	648	841	834	927	1020	1311	1405
		418	508	645	-	-	-	-	-	-	-
		440	564	675	789	911	1023	1139	1253	1609	1724
			673	815	1004	1088	1235	1373	1510	1937	2076
			787	920	1130	1291	1453	1615	1791	2278	2460
			942	1125	1323	1512	1701	1891	2096	2666	2857
				1299	1521	1750	1970	2189	2408	3085	3305
					1758	1994	2256	2509	2579	3533	3786

Bảng XIII.22. **Đáy nón có gờ, bằng thép góc đáy bằng 90°** [23a.223]



D_t	H	$R\delta$	Bề mặt trong F_t, m² khi h, mm		Thể tích $V.10^{-3}$, m³ khi h, mm		Bán kính khai triển R_1 cho S=4mm, R_2 cho S=10mm, mm, khi h, mm		S, mm: 4	S, mm: 5
									37	38
									49,6	50,3
mm			40	50	40	50	40	50		
400	225	60	0,252	0,264	16	17	394	364	7,7	9,7
450	253	68	0,312	-	22	-	387	-	9,5	11,9
500	381	75	0,379	0,394	29	32	425	440	11,4	14,4
550	309	82	0,452	-	39	-	463	-	14,0	17,0
660	337	90	0,531	0,549	49	52	501	517	16,0	19,9
650	366	98	0,619	-	62	-	540	-	18,5	22,4
700	394	105	0,712	0,734	75	79	578	593	21,2	26,7
800	450	120	0,917	0,942	110	115	655	669	26,0	34,2
900	506	135	1,141	1,169	153	160	730	745	34,0	42,3
1000	562	150	1,399	1,430	206	214	806	822		51,5
1100	618	165	1,678	1,713	272	282	882	898		63,7
1200	675	180	1,988	2,026	348	360	958	974		71,8
1300	731	195	2,314	2,355	436	452	1035	1051		84,0
1400	787	210	2,662	2,706	543	558	1111	1127		104
1500	843	225	3,048	3,095	663	680	1187	1203		112
1600	899	240	3,450	3,500	799	820	1264	1279		
1700	956	255	3,904	3,957	953	976	1331	1356		
1800	1012	270	4,356	4,413	1126	1151	1411	1432		
1900	1068	285	4,844	4,904	1318	1347	1483	1508		
2000	1124	300	5,346	5,409	1530	1561	1560	1584		
2200	1237	330		6,516		2057		1737		
2400	1349	360		7,722		2654		1889		
2600	1462	390		9,014		3352		2042		
2800	1574	420		10,41		4161		2194		
3000	1686	450		11,93		5090		2350		

Chú thích: 1- để tính R_1, R_2 với các chiều dày khác, xem bảng (XIII.23); 2 - khối lượng ở đây tính đối với thép $\rho = 7{,}85 \cdot 10^3$ kg/m³, tính khối lượng đá bằng thép không gỉ ta nhân các số liệu trong bảng với hệ số 1,01.

Qui ước ký hiệu đáy với đường kính trong D_t = 400mm và chiều dày S = 4mm:
"đáy 400-4"

6	8	10	12	14	16	18	20	22	28	30
r, mm										
38	39	40	41	42	43	44	45	46	49	50
d, mm										
49,6	49,6	49,5	49,5	49,5	49,6	49,5	49,5	49,5	49,6	49,5
Chiều cao gờ *h*, mm										
40		50								
Khối lượng, kg										
15,7	20,7	30,0								
14,3	-	-								
17,0	23,5	30,5	33,8	42,8	50					
20,5	27,3	-	-	-	-					
24,0	33,0	42,7	50	60,0	70	78,5	87,5			
27,8	38,0	-	-	-	-	-	-			
32,0	43,0	56,4	67	79,0	92	102	113	127		
39,5	54,7	67,0	86	99,0	114	131	146	161		
51,0	69,0	87,6	107	134	143	161	179	196	283	
62,5	83,0	98,0	128	148	170	196	220	251	321	344
72,5	102	130	-	-	-	-	-	-	-	-
77,0	110	148	178	209	249	281	312	344	437	467
102	135	180	-	-	-	-	-	-	-	-
125	168	205	237	288	325	370	410	452	597	640
136	181	230	-	-	-	-	-	-	-	-
156	208	262	315	368	421	487	557	613	760	839
	232	296	354	-	-	-	-	-	-	–
	258	328	396	470	537	605	670	756	940	1010
	285	368	442	-	-	-	-	-	-	–
	317	390	480	572	654	736	833	917	1167	1250
		480	597	707	809	925	1028	1131	1395	1495
		571	684	800	927	1140	1173	1249	1644	1738
		714	810	946	1081	1231	1367	1504	1914	2150
			940	1096	1251	1407	1576	1787	2206	2364
			1084	1260	1441	1620	1800	1980	2521	2700

§2. Đáy và nắp bán cầu [23a.217]

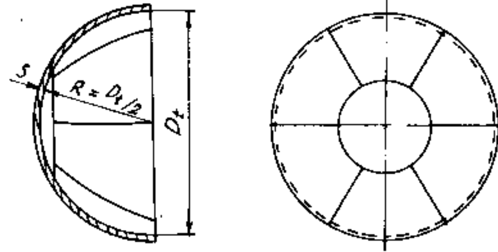
Thông thường và hợp lý nhất thì đáy và nắp bán cầu được dùng trong các trường hợp sau đây:

- đối với loại thiết bị hình trụ hàn đặt nằm ngang đường kính lớn (D_t > 4000mm, đôi khi đối với cả đường kính bé hơn) chịu áp suất bất kỳ;

- đối với thiết bị hình trụ hàn đặt thẳng đứng làm việc ở áp suất cao.

Trên hình XIII.14 thể hiện kết cấu của đáy và nắp bán cầu ghép từ nhiều tấm hình quạt cầu và chỏm cầu.

Tính toán đáy và nắp bán cầu giống như đáy và nắp elip.



Hình XIII.14. Kết cấu đáy bán cầu hàn từ nhiều mảnh

§3. Đáy hình nón [23a.219, 23.460]

Đáy hình nón (gọi tắt là đáy nón) được dùng trong các loại thiết bị hình trụ đặt thẳng đứng khi không thể dùng được các loại đáy khác vì điều kiện kỹ thuật công nghệ.

Người ta thường lấy góc đáy là 60° hay 90°, đôi khi đến 150°.

Góc đáy 60° dùng cho chất lỏng nhớt, huyền phù, vật liệu bột ẩm, dễ dính và vật liệu hạt.

Góc đáy 90° dùng cho chất lỏng ít nhớt, bột khô và vật liệu dạng cục.

Trong bảng XIII.18 ÷ XIII.20 giới thiệu những số liệu cơ bản của đáy nón không có gờ, làm việc ở áp suất không quá $7.10^4 N/m^2$. Loại này gia công bằng cách cuốn. Loại đáy này không được dùng với áp suất lớn hơn $7.10^4 N/m^2$.

Trong các bảng XIII.21 ÷ XIII.23 giới thiệu các số liệu cơ bản của đáy nón có gờ làm việc ở áp suất lớn hơn 7.10^4. N/m^2. Khi hàn đáy có gờ vào thân phải chú ý sao cho khoảng cách từ tâm đường hàn đến chỗ bắt đầu uốn gờ có kích thước không bé hơn các trị số sau:

15mm khi chiều dày đáy $S = \leq 5$mm;
2 S + 5mm khi chiều dày đáy $S = 6 \div 8$mm
S + 15mm khi chiều dày đáy $S = 10 \div 20$mm;
0,5S + 25mm khi chiều dày đáy $S > 20$mm.

Bán kính uốn gờ lấy bằng $R_g \geq 0{,}15\ D_t$.

a) Tính đáy nón làm việc chịu áp suất trong

Chiều dày đáy nón (khi $2\alpha \leq 150°$) làm việc với áp suất trong p được xác định theo các công thức (XIII.52) và (XIII.53) dưới đây, và lấy kết quả tính toán của công thức nào cho giá trị lớn hơn:

Bảng XIII.23. **Bán kính khai triển của đáy nón bằng thép có gờ** [23a.224]

Chiều dày S, mm	Góc đáy 60°	Góc đáy 90°
	Bán kính khai triển, R, mm	
4	R_1 (1)	R_1 (2)
5	R_1 + 1	R_1 + 1
6	R_1 + 2	R_1 + 2
8	R_1 + 5	R_1 + 4
10	R_2 (1)	R_2 (2)
12	R_2 + 2	R_2 + 2
14	R_2 + 5	R_2 + 4
16	R_2 + 7	R_2 + 5,5
18	R_2 + 9	R_2 + 7
20	R_2 + 11	R_2 + 9
22	R_2 + 13	R_2 + 11
28	R_2 + 21	R_2 + 16
30	R_2 + 23	R_2 + 18

Chú thích: 1- đại lượng R_1 và R_2 tra bảng (XIII.21) theo D_t; 2- đại lượng R_1 và R_2 tra bảng (XIII.22) theo D_t.

$$S = \frac{D_t p.y}{2[\sigma_u]\varphi_h} + C, \text{ m;} \qquad \text{(XIII.52)}$$

$$S = \frac{D' \, . \, p}{2\cos\alpha([\sigma]\varphi - p)} + C^{(1)}, \text{ m.} \qquad \text{(XIII.53)}$$

trong đó y - yếu tố hình dạng đáy, xác định theo đồ thị hình XIII.15; D' - đường kính, mm, (xem hình XIII.16); đối với đáy có gờ:

$$D' = D_t - 2[R\delta(1 - \cos\alpha) + 10S\sin\alpha]$$

nhưng không bé hơn 0,5 $[D_t - 2R\delta(1 - \cos\alpha) + d]$; đối với đáy không gờ thì $D' = D_t$; φ_h - hệ số bền của mối hàn vòng trên nón (nếu có); φ - hệ số bền của đáy nón theo phương dọc.

Các đại lượng p, φ_h, φ, C cũng tính toán như đối với thân hình trụ làm việc ở áp suất trong.

Sau khi tính chiều dày xong, ta cần kiểm tra ứng suất thành theo áp suất thử thủy lực bằng một trong hai công thức sau đây:

$$\sigma = \frac{D_t p_o y}{2(S - C)\varphi_h} \le \frac{\sigma_c}{1{,}2}, \text{ N/m}^2; \qquad \text{(XIII.54)}$$

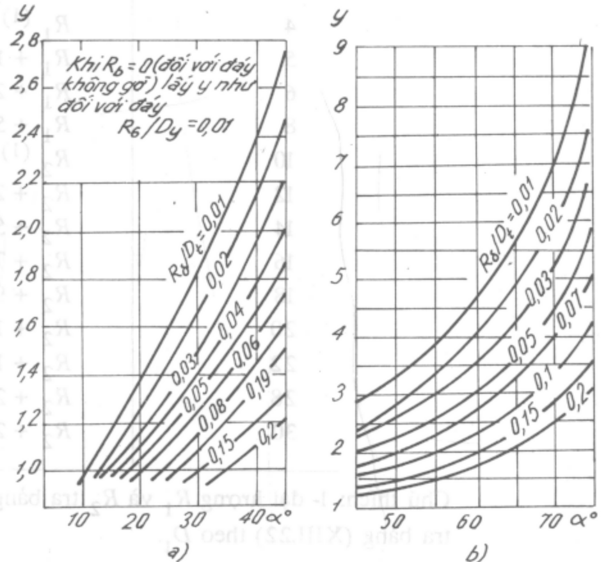
(1) Khi $\frac{[\sigma]}{p}\varphi \ge 50$ thì có thể bỏ p ở mẫu số.

$$\sigma = \left[\frac{D' p_o}{2\cos\alpha (S - C)} + p_o \right] \frac{1}{\varphi_h} \le$$

$$\le \frac{\sigma_c}{1,2} \text{ , N/m}^2, \qquad \text{(XIII.55)}$$

Nếu S tính theo công thức (XIII.52), thì kiểm tra theo công thức (XIII.54), nếu S tính theo công thức (XIII.53) thì kiểm tra theo công thức (XIII.55).

Ví dụ 9. Xác định chiều dày đáy nón có gờ của thiết bị hình trụ đứng (tính ở ví dụ 1) theo các số liệu sau đây: vật liệu thep CT3: D_t = 2m; $R\delta/D_t$ = 0,15; α = 30°; ở tâm đáy có lỗ với đường kính d = 0,15m; đáy hàn từ nhiều tấm lại với nhau với φ_h = 0,95: $[\sigma] = [\sigma_u]$ = 145 . 10^6 N/m²; p = 1,06 . 10^6 N/m²; p_o = 1,35 . 10^6 . N/m².



Hình XIII.15. Đồ thị để xác định hệ số y khi tính đáy nón theo công thức (XIII.52): a) với góc nón $2\alpha \le 90°$; b) với góc nón $90° < 2\alpha < 150°$

Giải. Yếu tố hình dạng khi α = 30° và $R\delta/D_t$ = 0,15 là y = 0,98 (theo đồ thị hình XIII.12).

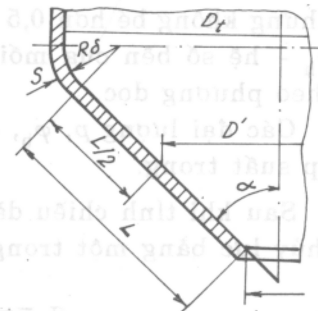
Xác định chiều dày đáy S theo công thức (XIII.52):

$$S = \frac{D_t p y}{2[\sigma_u]\varphi_h} + C = \frac{2,000 \,.\, 1,06 \,.\, 10^6 \,.\, 0,98}{2 \,.\, 146 \,.\, 10^6 \,.\, 0,95} + C = 7,45 \,.\, 10^{-3} + C, \text{ m.}$$

Lấy tròn S = 8mm. xác định đường kính D':

$D' = D_t - 2[R_\delta(1 - \cos\alpha) + 10S\sin\alpha] = 2 - 2[0,3(1 - \cos 30°) + 10 \,.\, 8 \,.\, 10^{-3}\sin30°]$ = 1,84m; như thế là $> 0,5\,[D_t - 2R_\delta(1 - \cos\alpha) + d] = 0,5[2 - 2 \,.\, 0,3(1 - \cos30°) + 0,15]$ = 1,035m.

Hệ số bền của đáy nón theo phương dọc $\varphi = \varphi_h$ = 0,95.



Hình XIII.16. Kích thước tính toán chủ yếu của đáy nón

Vì $\frac{[\sigma]}{p}\varphi = \frac{146 \,.\, 10^6}{1,06 \,.\, 10^6} \,.\, 0,95 = 131 > 50$ nên có thể bỏ qua đại lượng p ở mẫu số trong công thức (XIII.53).

Xác định chiều dày S theo công thức (XIII.53):

$$S = \frac{D'p}{2\cos\alpha[\sigma]\varphi} + C = \frac{1,840 \; . \; 1,06 \; . \; 10^6}{2\cos30^o \; . \; 146 \; . \; 10^6 \; . \; 0,95} + C = 8,1 \; . \; 10^{-3} + C, \text{ m};$$

Giá trị tính theo công thức (XIII.53) lớn hơn. ta chọn kết quả này.

Đại lượng bổ sung C xác định như sau:

$$C = C_1 + C_3 = (1 + 0,8) \; . \; 10^{-3} = 1,8 \; . \; 10^{-3}\text{m};$$

do đó chiều dày đáy là:

$$S = (8,1 + 1,8) \; . \; 10^{-3} = 9,9 \; . \; 10^{-3}\text{m};$$

lấy tròn S = 10mm

Kiểm tra ứng suất thành khi thử thủy lực thiết bị bằng nước theo công thức (XIII.55):

$$\sigma = [\frac{D'p_o}{2\cos\alpha(S - C)} + p_o] \frac{1}{\varphi_h} =$$

$$= [\frac{1,840 \; . \; 1,35 \; . \; 10^6}{2\cos30^o(10 - 1,8) \; . \; 10^{-3}} + 1,35 \; . \; 10^6] . \frac{1}{0,95} = 186 \; . \; 10^6 \text{ N/m}^2,$$

như vậy là $\frac{\sigma_c}{1,2} = \frac{240 \; . \; 10^6}{1,2} = 200 \; . \; 10^6\text{N/m}^2.$

Ví dụ 10. Xác định chiều dày đáy nón của thiết bị hình trụ rèn đặt thẳng đứng đã tính ở ví dụ 4 (h. XIII.7) theo những số liệu sau: vật liệu - thép không gỉ; D_t = 0,6m; R_δ/D_t = 0,15; α = 60°; ở tâm đáy có lỗ d = 0,05m, đáy liền cùng rèn với thân (φ=1); $[\sigma] = [\sigma_u]$ = 208 . 10^6 N/m²; p = 40 . 10^6 N/m²; p_o = 50 . 10^6 N/m².

Giải. Yếu tố hình dạng đáy nón được xác định theo đồ thị hình XIII.13 ứng với α = 60° và R_δ/D_t = 0,15 bằng y = 1,9.

Xác định chiều dày đáy nón theo công thức (XIII.52):

$$S = \frac{D_t py}{2[\sigma_u]\varphi_h} + C = \frac{0,600 \; . \; 40 \; . \; 10^6 \; . \; 1,9}{2 \; . \; 208 \; . \; 10^6 \; . \; 1} + C = 110 \; . \; 10^{-3} + C, \text{ m}.$$

Đường kính D':

$$D' = 0,5[D_t - 2R\delta(1 - \cos\alpha) + d] =$$

$$= 0,5[0,6 - 2 . 0,09(1 - \cos60^o) + 0,05] = 0,28\text{m}.$$

Xác định chiều dày đáy nón theo công thức (XIII.53):

$$S = \frac{D' \; . \; p}{2\cos\alpha([\sigma]\varphi - p)} + C =$$

$$= \frac{0,280 \; . \; 40 \; . \; 10^6}{2\cos60^o(208 \; . \; 10^6 \; . \; 1 - 40 \; . \; 10^6)} + C = 66,7 \; . \; 10^{-3} + C, \text{m}.$$

Lấy kết quả của công thức (XIII.52) vì nó cho giá trị lớn hơn.

Đại lượng bổ sung C - khi $C_2 = 0$ và $S - C = 110mm > 20mm$ nên có thể lấy $C = 0$. Do đó chiều dày $S = 110mm$.

Kiểm tra ứng suất thành khi thử thủy lực theo công thức (XIII.54):

$$\sigma = \frac{D_t p_o y}{2(S - C)\varphi_h} = \frac{0,600 \,.\, 50 \,.\, 10^6 \,.\, 1,9}{2 \,.\, 110 \,.\, 10^{-3} \,.\, 1} = 259 \,.\, 10^6 \text{ N/m}^2.$$

Như vậy là nhỏ hơn $\frac{\sigma_c}{1,2} = \frac{380 \,.\, 10^6}{1,2} = 316 \,.\, 10^6 \text{ N/m}^2$.

b) Tính đáy làm việc với áp suất ngoài

Đối với đáy nón mỏng (khi $\frac{S - C}{D_t} \leq 0,04$) làm việc chịu áp suất ngoài hay chân không có thể xảy ra hiện tượng thành bị ép vào trong. Hiện tượng này càng tăng và càng nguy hiểm nếu như hình dạng của đáy không chính xác.

Độ ôvan cho phép ở một thiết diện bất kỳ của đáy không được quá 1%.

Chiều dày đáy làm việc chịu áp suất ngoài p_n được xác định theo các công thức (XIII.56) và (XIII.57), trong đó lấy kết quả của công thức nào cho giá trị lớn hơn.

$$S = \frac{D_t p_n y}{2[\sigma_u]k_1\varphi_h} + C, \text{ m;}^{(1)} \qquad \text{(XIII.56)}$$

$$S = \frac{D' p_n}{2\cos\alpha k_1([\sigma_n]\varphi - p_n)} + C, \text{ m;} \qquad \text{(XIII.57)}$$

trong đó k_1 - hệ số, xem công thức (XIII.50).

Tính toán các thông số còn lại cũng tiến hành giống như đối với đáy nón làm việc với áp suất trong. Khi đáy nón có vỏ bọc chịu áp suất dư thì cần phải kiểm tra ứng suất khi thử thủy lực ở áp suất thử p_{on} như sau:

- theo công thức (XIII.58) nếu tính chiều dày theo công thức (XIII.56);
- theo công thức (XIII.59) nếu tính chiều dày theo công thức (XIII.57)

$$\sigma = \frac{D_t p_{on} y}{2k_1(S - C)\varphi_h} \leq \frac{\sigma_c}{1,2} \text{ , N/m}^2; \qquad \text{(XIII.58)}$$

$$\sigma = \left[\frac{D' p_{on}}{2\cos\alpha k_1(S - C)} + p_{on}\right]\frac{1}{\varphi_h} \leq \frac{\sigma_c}{1,2} \text{ , N/m}^2; \qquad \text{(XIII.59)}$$

trong đó p_{on} - áp suất thử tính toán bên ngoài.

§4. Đáy và nắp phẳng tròn [23a.226, 23.476]

Nắp, đáy phẳng tròn được ứng dụng trong các trường hợp sau đây:

---

(1) Khi $\frac{[\sigma]}{p}\varphi \geq 50$ thì có thể bỏ p_n ở mẫu số.

1) Các thiết bị rèn và đúc khi không cần dùng hoặc không thể dùng các loại đáy và nắp khác;

2) Các thiết bị hàn D_t < 400mm, làm việc có áp suất;

3) Đáy phẳng được dùng với các thiết bị hàn thẳng đứng, tĩnh, tựa trên bệ đặc, làm việc ở áp suất thường;

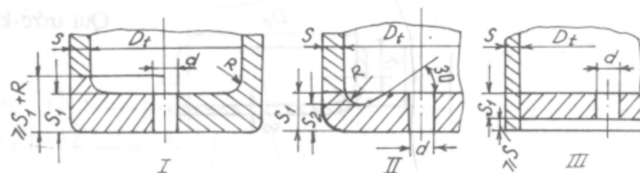
4) Thiết bị hàn, khi không cần dùng đáy nón hoặc không dùng được đáy elip, khi đó dùng đáy phẳng tròn nhưng nên có gân tăng cứng.

Hình XIII.17 trình bày một số cơ cấu của đáy phẳng chịu áp suất.

Kiểu I: hàn (bên trái) hoặc rèn hay đúc liền với thân (bên phải).

Kiểu II: đáy hàn có cơ cấu hợp lý nhất.

Kiểu III: chỉ dùng với áp suất không quá 1,6 . 10^6 N/m^2.

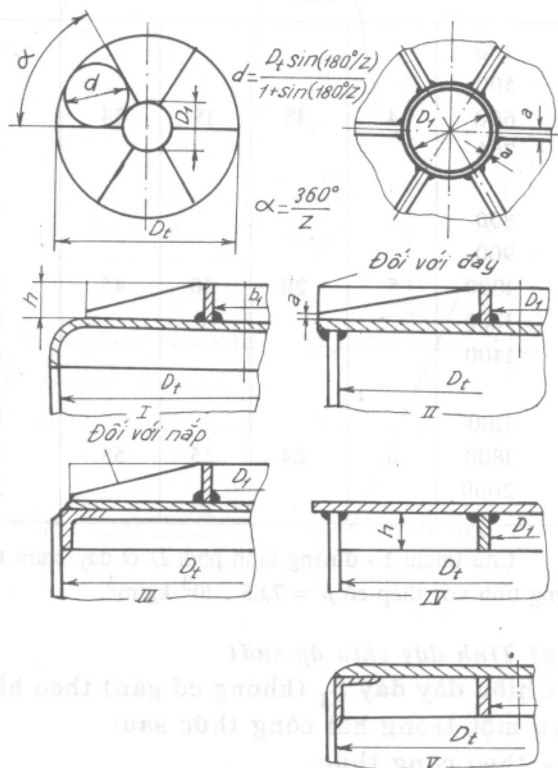


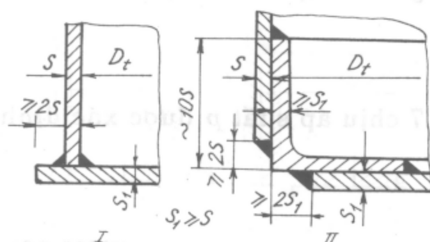
Hình XIII.17. Các kiểu chủ yếu của đáy phẳng tròn làm việc ở áp suất cao

Bảng XIII.24 và XIII.25 giới thiệu những kích thước chủ yếu của đáy phẳng tròn có gờ bằng thép cacbon và thép không gỉ.

Bảng XIII.26 giới thiệu đáy phẳng có gờ bằng chất dẻo không chịu áp suất cho các thiết bị hàn.

Hình XIII.18 trình bày một số cơ cấu của đáy phẳng không gờ làm việc ở áp suất thường.





Hình XIII.18. Các kiểu chủ yếu của đáy phẳng tròn làm việc ở áp suất thường

Hình XIII.19. Các cơ cấu chủ yếu của đáy phẳng, tròn, hàn, có gân:
I, II, III - gân ngoài; IV, V - gân trong

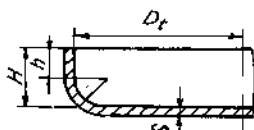
Hình XIII.19 trình bày một số cơ cấu của đáy phẳng tròn có gân:

- Kiểu I được dùng với áp suất vượt quá 0,07 . 10^6 N/m^2 hay trong chân không, loại này có thể hàn hoặc đúc liền với thân;

- Kiểu II, III, IV và V được dùng với áp suất không quá 0,07 . 10^6 N/m^2 hoặc áp suất thường. Ví dụ dùng làm nắp cho thiết bị làm việc ở áp suất thường, phía trên nắp có tải trọng.

Tỉ lệ giữa chiều dày và chiều cao gân lấy bằng 1/5. Số gân thường lấy: $z \geq 6$. Gân gắn với nắp hay đáy bằng cách hàn hai bên.

Bảng XIII.24. **Đáy phẳng tròn có gờ, bằng thép cacbon** [23a.227]



Qui ước ký hiệu đáy với D_t = 400mm và S = 3mm; "đáy 400-3"

D_t	S	R	h	H	Đường kính phôi D	Khối lượng đáy, kg	Bề mặt trong F_t, m^2	Thể tích $V.10^{-3}$, m^3
mm								
400					455	5,0	0,15	3,71
500					555	7,5	0,25	5,82
600	4	15	15	34	654	10,5	0,33	8,39
700					754	14	0,44	11,4
800					875	28	0,58	19,9
900					975	35	0,73	25,2
1000	5	20	20	45	1075	42,5	0,88	31,2
1200					1273	59,5	1,25	54,9
1400					1475	80	1,68	61,2
1100					1695	141	2,20	97,9
1800	6	24	25	55	1892	176	2,77	124
2000					2080	215	3,38	153

Chú thích: 1 - đường kính phôi D ở đây chưa tính đến độ giãn khi dập và rẻo cắt; 2 - khối lượng tính với thép có ρ = 7,85 . 10^3 kg/m^3.

a) Tính đáy chịu áp suất

Chiều dày đáy S_1 (không có gân) theo hình XIII.17 chịu áp suất p được xác định theo một trong hai công thức sau:

- theo công thức:

$$S_1 = \frac{0,93\ S}{1 - 0,43\ \frac{d}{D_t}} \sqrt{\frac{0,19\ p}{[\sigma_u]k} (\frac{D_t}{S})^2 - 1} + C,\ m; \qquad \text{(XIII.60)}$$

Bảng XIII.25. **Đáy phẳng tròn có gờ, bằng thép không gỉ** [23a.227]

Qui ước ký hiệu đáy với D_t = 400mm và S = 3mm:
"đáy 400-3"

D_t	S	R	h	H	Đường kính phôi, D	Khối lượng, kg	Bề mặt trong F_t, m^2	Thể tích $V.10^{-3}$, m^3
mm								
400 500	3	10	15	28	477 545	3,69 5,55	0,151 0,229	3,07 5,32
600 700 800 900	4	15	15	34	653 752 852 952	10,60 14,10 18,10 22,70	0,327 0,436 0,562 0,702	8,28 11,30 14,70 19,00
1000 1200 1400	5	18	20	43	1030 1265 146	35,50 50,10 67,20	0,882 1,250 1,670	29,20 42,20 57,60
1600 1800 2000	6	20	20	46	1672 1872 2072	105,0 131,0 161,0	2,170 2,620 3,350	79,20 100,00 124,00

Nếu thỏa mãn điều kiện:

$$\frac{P}{[\sigma]} \geq 11,2 \left(\frac{S}{D_t}\right)^2; \qquad \text{(XIII.61)}$$

$$\frac{P}{[\sigma]} \leq 2,9 \frac{S}{D_t + S}; \qquad \text{(XIII.62)}$$

- theo công thức:

$$S_1 = \frac{S}{1 - 0,43 \dfrac{d}{D_t}} + C, \text{ m}; \qquad \text{(XIII.63)}$$

nếu không thỏa mãn điều kiện (XIII.61).

Trường hợp nếu không thỏa mãn điều kiện (XIII.62) thì cần tăng chiều dày thân S để thỏa mãn điều kiện đó, sau đó xác định chiều dày đáy S_1 theo công thức (XIII.60) hoặc (XIII.63) tùy thuộc vào điều kiện (XIII.61).

Ở đây k là hệ số: đối với kiểu I và II k = 0,85; đối với kiểu III k = 0,5.

Đại lượng bổ sung C cũng xác định theo công thức (XIII.17), trong đó:

$$C_3 = 2 \div 5\text{mm} . \qquad \text{(XIII.64)}$$

Áp suất tính toán p, nhiệt độ thành t_T ứng suất cho phép cũng tính như đối với thân hình trụ.

Khi đáy không có lỗ thì đại lượng d trong công thức (XIII.60) và (XIII.63) bằng không.

Sau khi tính chiều dày xong ta lấy tròn giá trị theo tiêu chuẩn. Nên lấy lớn hơn giá trị tính toán, cũng có thể lấy bé hơn nhưng không bé quá 2%.

Cuối cùng kiểm tra ứng suất thành theo áp suất thử thủy lực bằng công thức:

$$\sigma = \frac{D_t^2 p_0}{5{,}25\,(S_1 - C)^2[1{,}15(1 - 0{,}86\dfrac{d}{D_t}) + (\dfrac{S - C}{S_1 - C})^2]} \le \frac{\sigma_u}{n_k}, \frac{N}{m^2}; \qquad \text{(XIII.65)}$$

nếu thỏa mãn điều kiện:

$$\frac{S_1}{S} \ge \frac{1}{1 - 0{,}43d/D_t}; \qquad \text{(XIII.66)}$$

$$\frac{S_1}{S} \le \frac{0{,}93}{1 - 0{,}43\dfrac{d}{D_t}} \sqrt{\frac{0{,}55}{(1 + \dfrac{S}{D_t})\dfrac{S}{D_t}} - 1}; \qquad \text{(XIII.67)}$$

hoặc bằng công thức:

$$\sigma = \frac{D_t^2\, p_0}{11{,}2(1 - 0{,}86\dfrac{d}{D_t})(S_1 - C)^2} \le \frac{\sigma_u}{n_k}, \text{ N/m}^2; \qquad \text{(XIII.68)}$$

nếu không thỏa mãn điều kiện (XIII.66).

Đại lượng C trong biểu thức $(S - C)$ lấy như đối với thân hình trụ, còn trong biểu thức $(S_1 - C)$ - như đối với đáy.

Nếu không thỏa mãn điều kiện (XIII.66) trên thì kiểm tra ứng suất thành khí. thử thủy lực theo công thức (XIII.26) của thân hình trụ.

Ví dụ 11. Xác định chiều dày đáy phẳng tròn (kiểu I bên phải hình XIII.17) của thân hình trụ đã tính ở ví dụ 4 theo các số liệu sau: vật liệu - thép không gỉ; $D_t = 0{,}6$m; $d = 0{,}05$m; đáy rèn liền với thân; $[\sigma] = [\sigma_u] = 208 \,.\, 10^6$ N/m^2; $p = 40 \,.\, 10^6$ N/m^2 $p_0 = 50 \,.\, 10^6$ N/m^2; $s = 67{,}5 \,.\, 10^{-3}$m.

Giải. Trước hết kiểm tra điều kiện (XIII.61) và (XIII.62):

$$\frac{p}{[\sigma]} = \frac{40 \,.\, 10^6}{208 \,.\, 10^6} = 0{,}192 > 11{,}2\,(\frac{S}{D_t})^2 = 11{,}2(\frac{67{,}5 \,.\, 10^{-3}}{0{,}60})^2 = 0{,}142;$$

$$\frac{p}{[\sigma]} = 0{,}192 < 2{,}9\,\frac{S}{D_t + S} = 2{,}9\,\frac{67{,}5 \,.\, 10^{-3}}{0{,}60 + 67{,}5 \,.\, 10^{-3}} = 0{,}293.$$

Vậy ta xác định chiều dày đáy (với $k = 0{,}85$) theo công thức (XIII.60):

$$S_1 = \frac{0{,}93\ S}{1 - 0{,}43\dfrac{d}{D_t}}\sqrt{\frac{0{,}19\ p}{[\sigma_u]k}\left(\frac{D_t}{S}\right)^2 - 1} + C =$$

$$= \frac{0{,}93\ .\ 67{,}5\ .\ 10^{-3}}{1 - 0{,}43\dfrac{50\ .\ 10^{-3}}{0{,}60}}\sqrt{\frac{0{,}19\ .\ 40\ .\ 10^{0}}{208\ .\ 10^{0}\ .\ 0{,}85}\left(\frac{0{,}6}{0{,}0675}\right)^2 - 1} + C = 101.10^{-3} + C,\ \text{m};$$

$C_1 = 0$; $C_2 = 0$; theo (XIII.64) ta lấy $C_3 = 4$mm, do đó: $C = C_3 = 4$m m; và $S_1 = (101 + 4)\ .\ 10^{-3}\text{m} = 105.10^{-3}\text{m} = 105\text{mm}$.

Kiểm tra ứng suất thành theo áp suất thử thủy lực.

Trước hết kiểm tra điều kiện (XIII.66) và (XIII.67):

$$\frac{S_1}{S} = \frac{105}{67{,}5} = 1{,}56 > \frac{1}{1 - 0{,}43\dfrac{d}{D_t}} = \frac{1}{1 - 0{,}43\dfrac{0{,}050}{0{,}60}}\ 1{,}04;$$

$$\frac{S_1}{S} = 1{,}56 < \frac{0{,}93}{1 - 0{,}43\dfrac{d}{D_t}}\sqrt{\frac{0{,}55}{\left(1 + \dfrac{S}{D_t}\right)\dfrac{S}{D_t}} - 1} =$$

$$= \frac{0{,}93}{1 - 0{,}43\dfrac{0{,}050}{0{,}60}}\sqrt{\frac{0{,}55}{\left(1 + \dfrac{0{,}0675}{0{,}600}\right)\dfrac{0{,}0675}{0{,}600}} - 1} = 1{,}78.$$

Vậy kiểm tra ứng suất khi thử thủy lực theo công thức (XIII.65):

$$\sigma = \frac{D_t^2 p_o}{5{,}25(S_1 - C)^2\left[1{,}15\left(1 - 0{,}86\dfrac{d}{D_t}\right) + \dfrac{(S - C)^2}{(S_1 - C)^2}\right]} =$$

$$= \frac{(0{,}600)^2\ .\ 50\ .\ 10^{0}}{5{,}25(0{,}105 - 0{,}004)^2\ .\ \left[1{,}15\left(1 - 0{,}86\dfrac{0{,}050}{0{,}600}\right) + \dfrac{(0{,}0675 - 0{,}00295)^2}{(0{,}105 - 0{,}004)^2}\right]} =$$

$$= 230\ .\ 10^6\text{N/m}^2 \text{ như vậy là } < \frac{\sigma_u}{n_k} = \frac{700\ .\ 10^6}{2{,}6} = 269\ .\ 10^6\text{N/m}^2.$$

b) Đáy làm việc không chịu áp suất

Đối với loại này không cần tính chiều dày. Thường người ta lấy chiều dày đáy

bằng chiều dày thân (hay lớn hơn khoảng 1 ÷ 3mm). Nếu ở nắp có tải trọng thì làm thêm gân.

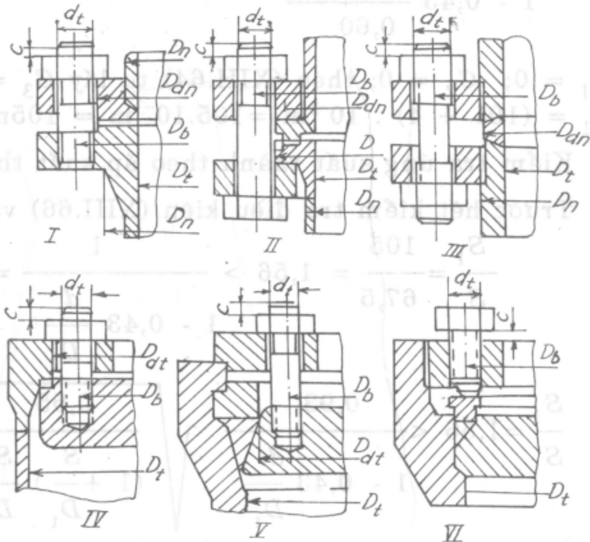
IV. Mặt bích [23a.254, 23-536]

Mặt bích là bộ phận quan trọng dùng để nối các phần của thiết bị cũng như nối các bộ phận khác với thiết bị.

Công nghệ chế tạo mặt bích phụ thuộc vào vật liệu cấu tạo mặt bích, phương pháp nối và áp suất của môi trường. Trên hình XIII.20 thể hiện các kiểu mặt bích chủ yếu: bích liền, bích tự do, bích rèn.

Bích liền (kiểu I và IV) là bộ phận nối liền với thiết bị (hàn, đúc, rèn). Loại bích này chủ yếu dùng với áp suất thấp và áp suất trung bình.

Bích tự do (kiểu II và V) chủ yếu dùng để nối các ống thép làm việc ở nhiệt độ cao, để nối các bộ phận bằng kim loại màu và hợp kim của chúng, đặc biệt là khi cần làm mặt bích bằng vật liệu bền hơn thiết bị.



Hình XIII.20. Các kiểu mặt bích chủ yếu: I - III) bích ngoài; IV - VI) bích trong

Bích ren chủ yếu dùng cho áp suất cao (kiểu III và VI).

Bảng XIII.26 cho các kiểu bích liền bằng kim loại đen để nối các bộ phận của thiết bị và ống dẫn.

Bảng XIII.27 cho các kiểu bích liền bằng thép để nối thiết bị (nối nắp, đáy...).

Bảng XIII.28 cho các kiểu bích tự do bằng thép để nối ống dẫn và các bộ phận của thiết bị.

Bảng XIII.29 cho các kiểu bích ren bằng thép để nối ống dẫn áp suất cao.

Bảng XIII.30 cho kích thước các kiểu bề mặt đệm vít kín của bích trong bảng XIII.26.

Bảng XIII.31 cho kích thước các kiểu bề mặt đệm vít kín của bích trong bảng XIII.27.

Bảng XIII.26. **Bích liền bằng kim loại đen để nối các bộ phận của thiết bị và ống dẫn** [23a.266, 23.547]

$p_y \cdot 10^{-6}$, $\frac{N}{m^2}$	D_y	Ống	Kích thước nối					Kiểu bích											
						Bulông		1	2			3			4				
		D_n	D	D_δ	D_1	d_b	z	h	D_7	S_1	h	D_7	S_1	h	D_7	D_8	D_t	H	h
	mm						cái	mm											
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
0,25								10											
0,60			75	50	35	M10													
1,00								12											
1,60			90	60	40			14							-	-	-	-	-
2,50								16	-	-	-								
4,00	10	14				M12									26	15	8	35	10
6,40			100	70	50							-	-	-	34			48	18
10,0																			
16,0			100	75	52	M16		-											24
20,0			120	82	55	M20													26

Tiếp bảng XIII. 26

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
0,25			80	55	40	M10		10											
0,60								12	31	8*	12				-	-	-	-	-
1,00											14								
1,60								14	37	11	16			14					
2,50			95	65	45		4	16				39	12						
4,00	15	18				M12								16	30			35	16
6,40																19	12		18
10,0			105	75	55			-	-	-	-	45	15					48	20
16,0			110		52	M16						49	17	24	40	19	11	50	24
20,0			120	82	55	M20						51	18	26		23	14		26
0,25			90	65	50	M10		12	38	9	14								
0,60								14	42	11	16	-	-	-	-	-	-	-	-
1,00								16						14					
1,60			105	75	58	M12		18	44	12	18	44	12						
2,50	20	25												16	38			36	16
4,00												52	16	20	48	26	18	56	20
6,40			125	90	68	M16		-	-	-	-				45				22
10,0																		65	26
16,0			130		72	M20									46	29	19		26
20,0																			
0,25			100	75	60	M10		12	47	11	14								
0,6								14			16								
1,0									49	12									
1,6			115	85	68	M12		18						14					
2,5	25	32							53	14	18	49	12						
4,0														16	45		25	38	16

Tiếp bảng XIII.26

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
6,4			135		78	M16		-	-	-	-	61	18	22	52	33		58	22
10,0				100															24
16,0			140		72	M20											23	55	28
20,0			150	102	73	M22									54	36	25		30
0,25			120	90	70	M12		12	55	12	16								
0,6								16							-	-	-	-	-
1,0									60	14	18								
1,6								18				56	12	16					
2,5	32	38	135	100	78	M16	4		62	15	20	62	15	18					
4,0												68	18	24	56	39	31	45	18
6,4			150	110	85	M20									64			62	24
10,0																			24
16,0			165	115	86	M24													30
20,0			160																32
0,25			130	100	80	M12		12	64	12	16								
0,6								16						—	—				
1,0								18	68	14	18								
1,6								20											
2,5	40	45	145	110	88	M16						64	12	16					
4,0								22	70	15	20	70	15	18	64				
6,4					96							80	20	24		46	38	48	18
10,0			165	125	98	M20		-	-	-	-				74			68	24
16,0			175	125	92										76		37	70	26
20,0			170	124	91	M24										49		65	32
											-	-	-		74		36	70	34

Tiếp bảng XIII.26

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
0,25			140	110	90	M12		12	74	12	16								
0,6								16											
1,00								18	80	15	20	74	12	16					
1,60								22											
2,50			160	125	102	M16		24	84	17	22	80	15	20					
4,00	50	57													76		49	48	20
6,40			175	135	108	M20						90	20	26		58	47	70	26
10,0			195	145	115			-	-	-	-				86		45	72	28
16,0			215	165	134	M22	8					-	-	-	105	61	48	90	36
20,0			210	160	129												46	95	40
0,25								14			16								
0,6			160	130	110	M12		16	94	12	16	-	-	-					
1,0							4	20	100	15	20								
1,6			180	145	122	M16		24			20								
2,5	70	76						24	106	18	24	100	15	18					
4,0												106		22	96		66	52	22
6,4			200	160	132	M20						114	22	28	106	77	64	75	28
10,0			220	170	140	M22	8								110		62	84	32
16,0			245	190	154	M27									128			105	44
20,0			260	203	167							-	-	-	138	90	68	110	48
0,25			185	150	128			14	108	14	18								
0,6						M16	4	18			18								
1,6			1,0					20	114	17	22	110	15	20					
2,5	80	89	195	160	138			24			22								
								26	120	20	26			22					

Tiếp bảng XIII.26

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
4,0							8					116	18	22	112		78	58	24
6,4			210	170	142	M0						128	24	30	120	90	77	75	30
10,0			230	180	150	M22									124		75	90	34
16,0			260	205	168	M27									138		70	110	46
20,0			290	230	190	M30									162	110	80	125	54
0,25			205	170	148		4	14	128	14	18								
0,6								18			18								
1,0						M16		22	134	17	22								
1,6			215	180	158			26	136	18	24	130	15	20					
2,5	100	108	230	190	162	M20		28	144	22	30	136	18	24					
4,0												140	20	24	138		98	68	26
6,4			250	200	170	M22						152	26	32	140	110	94	80	32
10,0			265	210	175	M27									146		92	100	38
16,0			300	240	200	M30		-	-	-	-				170	116	90	120	70
20,0			360	292	245	M36	8								208	135	102	165	66
0,25			235	200	178	M16		14	155	15	20								
0,6								20			20								
1,0			245	210				24	161	18	24								
1,6					188			28	165	20	26	161	18	22					
2,5	125	133	270	220		M22		28	173	24	32	169	22	28					
4,00								30				181	28	28	160		120	68	28
6,40			295	240	205									36	172	135	118	88	36
10,0			310	250	210	M30									180		112	115	42
16,0			355	285	238										206	148	118	140	60
20,0			385	318	271	M36									234	170	130	170	76

Tiếp bảng XIII.26

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
0,25			260	225	202	M16		16	180	15	20								
0,6								20			20	-	-	-					
1,0			280	240	212	M20		14	186	18	24								
1,6								28	192	21	28	186	18	24					
2,5							8	30	198	24	32	198	24	30					
4,0	150	159	300	250	218	M22						210	30	38	186		145	72	30
6,4			340	280	240	M30									206	161	142	110	38
10,0			350	290	250			-	-	-	-				214		136	130	46
16,0			390	318	270	M36	12								234	170	136	155	66
20,0			440	360	306	M42									266	196	150	180	82
0,25			290	255	232	M16	8	16	234	17	22								
0,6								22											
1,0			310	270	242	M20		24	240	20	26								
1,6								28	246	23	30	240	20	26					
2,5			330	280	248	M22		32	254	27	36	252	26	34					
4,0	200	219	375	320	285	M27						256	28	28	250		200	88	38
6,4			405	345	300	M30						268	34	44	264	222	198	116	44
10,0			430	360	315	M36		-	-	-	-				276		190	145	54
16,0			480	400	346	M42									298		178	185	78
20,0			535	440	380	M48									340	248	192	292	92

Tiếp bảng XIII.26

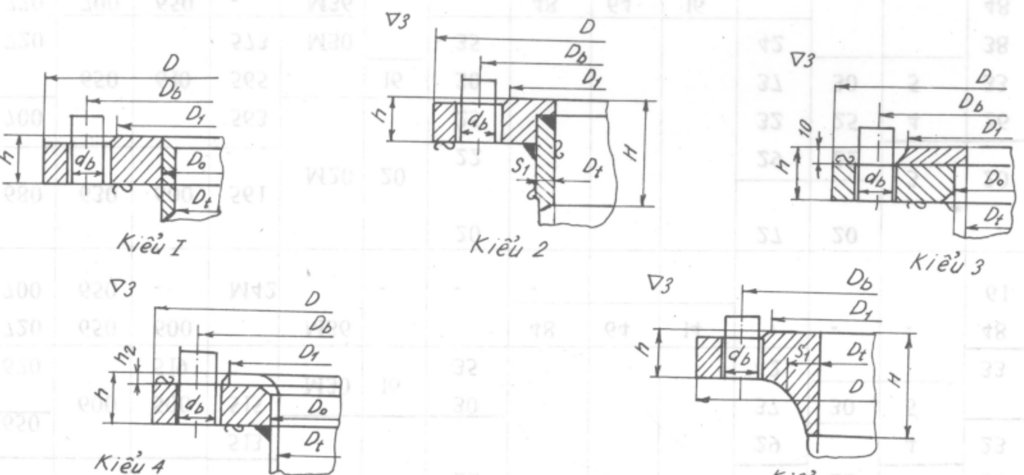
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
0,25			370	335	312	M16	12	22	286	18	24								
0,6								24											
1,0			390	350	320	M20		26	292	21	28								
1,6			405	355		M22		32	298	24	32	298	24	30					
2,5			425	370	335	M27		34	310	30	40	306	28	36					
4,0	250	273	445	385	345	M30						314	32	42	310		252	102	42
6,4			470	400	355							326	38	48	316		246	122	48
10,0			500	430	382	M36		-	-	-	-				340	278	295	170	60
16,0			580	485	425	M48									380		224	230	88
20,0			670	572	508	M52	16								460	330	254	290	110
0,25			435	395	365			22	336	18	24	-	-	-					
0,6						M20		24							-	-	-	-	-
1,0			440	400	370		12	28	342	21	28								
1,6			460	410	378	M22		32	352	26	34								
2,5			485	430	390	M27		36	366	33	42	348	24	30					
4,0	300	325	510	450	410	M30						360	30	40	368		301	116	46
6,4			530	460	416	M36	16					368	34	46	370	330	294	136	54
10,0			585	500	445	M42		-	-	-	-	384	42	54	400		284	195	70
16,00			665	570	510	M48						-	-	-	460		268	275	100

Tiếp bảng XIII.26

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20
			mm				cái						mm						
0,25			485	445	415	M20	12	22	390	20	26	-	-	-					
0,6	350	377						26											
1,0			500	460	430			28	396	23	30								
1,6			520	470	438	M22		34	408	29	38	402	26	34	-	-	-	-	-
2,5			550	490	450	M30		42	420	35	44	418	34	44					
4,0	350	377	570	510	465							430	40	52	418		351	120	52
6,4			595	525	475	M36						442	46	60	430	432	382	154	60
10,0			655	560	498	M48									460		332	210	76
0,25			535	495	465	M20	16	22	442	21	28	-	-	-					
0,6								28											
1,0			565	515	482	M22		30	448	24	32				-	-	-	-	-
1,6			580	525	490	M27		38	460	30	40	456	28	36					
2,5	400	426	610	550	505	M30		44	476	38	48	472	36	48					
4,0			655	585	535	M36						488	44	58	480		398	140	
6,4			670	585	525	M42						500	50	66	484	432	386	170	
10,0			715	620	558	M48									510		376	220	

Chú thích: kích thước bề mặt lót nhọn theo bảng XIII.30.

Bảng XIII. 27. **Bích liền bằng thép để nối thiết bị** [23a.272, 23.554]



$p_y.10^6$, $\frac{N}{m^2}$	D_t	Kích thước nối						Kiểu bích									
		D	D_b	D_I	D_o	Bu-lông		1	2			3	4		5		
						d_b	Z	h	h	H	S_I	h	h	h_I	h	H	S_I
		mm					cái	mm									
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
0,1 0,3 0,6	400	515	475	450	411	M16	20	20				27	20	3	18	40	5
1,0 1,6 2,5		545 560	500	462	413 415 419	M20 M24 M30	16	22 25 30				29 32 37	22 25	4 5	23 28 33	45 55 165	6 7 9
4,0 6,4		620 650	545 560			M36 M42		-	43	54	14	-	-	-	43 61	80 115	12 18

Tiếp bảng XIII.27

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
0,1															18		
0,3		570	530	500	461	M16		20				27	20	3		40	5
0,6							20		-	-	-				20		
1,0		600	545		463	M20		22				29	22	4	23	45	6
1,6	(450)	620	550	510	465	M24		25				32	25	5	28	55	7
2,5					469	M30		30				37			33	65	9
4,0		660	590	545		M36			43	54	14		-	-	43	85	14
6,4		710	630	550	-	M42	16	-				-			61	120	20
0,1								20					20		18		
0,3		630	580	550	511	M20						27		3		40	5
0,6								22	-	-	-		22		20		
1,0		650			513							29		4	23	45	6
1,6	500		600	500	515	M30	16	30				37	30	5		55	7
2,5		670		519				35				42			33	65	9
4,0		720	650	600		M36			48	64	14		-	-	48	95	16
6,4	800	700	650	-	M42		-	-	-						61	125	22
0,1								20				27	20			40	
0,3		680	630	600	561	M20	20							3	20		5
0,6								22				29	22			45	
1,0		700			563			25				32	25	4	26		6
1,6	(550)		650	610	565		16	30				37	30	5	33	55	7
2,5		720			573	M30		35				42			38	70	12
4,0		770	700	650	-	M36			48	64	16				48	100	16
6,4		850	750	700		M42		-				-	-	-	61	130	24

Tiếp bảng XIII.27

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
0,1												27	20		20	40	
0,3		740	690	650	611	M20	20	20						3			5
0,6									-	-	-	32	20		23	45	
1,0	600	750	700	660	613	M24		25						4	28	50	6
1,6		775	710	665	619	M30		30				37	30	7	65	9	
2,5					623			35				42			38	75	12
4,0		840	760	710		M36			54	69	16	-			54	105	18
6,4		910	810	750		M42									69	140	26
0,1								20				27	20		20	40	
0,3		790	740	700	661	M20		22				29	22	3			5
0,6							20	25	-	-	-	32	35		23	45	
1,0	(650)	800	750	710	663	M24		30				37	30	4	28	50	6
1,6					669			35				42	35	7	33	65	9
2,5		825	760	715	673	M30		45				52			38	75	12
4,0		890	810	760	-	M36		-	54	74	16	-			54	110	18
0,1								20				27	20		20	40	5
0,3		830	780	750	711	M20	24	22				29	22	3			
0,6								28	-	-	-	35	28		23	45	
1,0	700	850	800	760	713	M24		30				37	30	4	28	50	6
1,6					719	M30		35				42	35	7	38	65	9
2,5		900	825	770	723	M36		45				52	-	-	43	80	12
4,0		960	875	820	-	M42	28	-	61	79	16	-			61	115	18

Tiếp bảng XIII.27

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
0,1								20				27	20		20	40	
0,3		930	880	850	811	M20		22				29	22	3			
0,6							24	28	-	-	-	35	28		23	45	5
1,0	800	960	900	860	813	M27		35				42	35	4	33	55	6
1,6		1000	925	870	819	M30		40				47			38	70	9
2,5				875		M36			48	64	14		-	-	48	85	12
4,0		1060	975	920		M42			61	79	18				61	115	18
0,1							24	20				27	20		20	40	
0,3		1030	980	950	911	M20		22				29	22	3			5
0,6							28	28	-	-	-	35	28		26	45	
1,0	900	1060	1000	960	913	M27		35				42	35		33	55	6
1,6		1100	1025	970	919	M30		40				47		4	38	70	9
2,5		1150	1060	1000		M42	24		54	74	14				54	95	14
4,0		1180	1090	1030		M48	28		69	84	20				69	120	18
0,1							24	20				27	20		20	40	
0,3		1140	1090	1060	1013	M20		22				29	22	4			6
0,6								30	-	-	-	35	30		26	45	
1,0	1000	1200	1125	1075	1015	M30	28	40				45	40	5	38	60	7
1,6		1210	1140	1080	1019	M36		45				52			43	75	9
2,5		1250	1160	1100	-	M42			54	74	18		-	-	54	95	16
4,0		1300	1200	1140		M48			69	89	22				69	125	20

Tiếp bảng XIII.27

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
0,1							24					29		4	20	40	
0,3		1240	1190	1160	1113	M20		22	-	-	-	29	22				6
0,6								30				37	30		28	50	
1,0	1100	1300	1225	1175	1115	M30	28	40				45	40	50	38	60	7
1,6		1310	1240	1190		M36									48	75	9
2,5		1370	1280	1220		M42		-	54	74	16	-	-	-	54	100	16
0,1								22				29	22		20	40	
0,3		1340	1290	1260	1213	M20		25	-	-	-	32	25	4	23	45	6
0,6	1200	1350	1300	1260		M24	32	30				37	30		28	50	
1,0		1400	1325	1275	1219	M30		45				52			38	63	9
1,6		1400	1340	1290		M36	36	-	48	59	16	-	-	-	43	85	12
2,5		1470	1380	1320		M42	36		61	79	20				61	105	16
0,1		1440	1390	1360	1313	M20	28	22				29	22		20	40	
0,3							M20	25				32	25	4	23	45	6
0,6		1450	1400			M24	32	35				42	35		28	50	
1,0	(1300)	1500	1425	1375	1419	M30		45				52			38	65	9
1,6		1510	1440	1390		M36	36	-	48	69	16	-	-	-	48	85	12
2,5		1570	1480	1420		M42			61	79	22				61	110	18
0,1							32	25				32	25		23	40	
0,3		1540	1490	1460	1413	M20		30				37	30	4		45	6
0,6	1400	1550	1500			M24	40	35				42	35		28	55	
1,0		1600	1525	1475	1419	M30		50				57			38	65	9
1,6		1610	1540	1490	-	M36			48	69	18				48	90	14
2,5		1670	1580	1520		M42	44	-	61	84	25				61	110	18

Tiếp bảng XIII.27

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
0,1	(1500)	1640	1590	1560	1513	M20	32	25	-	-	-	32	25	4	23	40	6
0,3							40	30				37	30			45	
0,6		1640	1600		1515	M24		40				47	40	5	33	55	7
1,0		1700	1625	1575	1519	M30		50				57	-	-	38	70	9
1,6		1710	1640	1590		M36	44	-	48	74	18	-			54	90	14
2,5		1770	1680			M42			61	89	25				61	120	20
0,1	1600	1740	1690	1660	1613	M20	32	28				35	28	4	28	40	6
0,3		1750	1700			M24	40	35				42	35			50	7
0,6		1770			1615	M30		40				47	40	5	33	55	
1,0		1810	1740	1675	1619	M36		50				57	-	-	43	75	9
1,6		1830	1760	1700		M42			54	79	18				54	95	14
2,5		1880	1780	1720		M48	44		69	94	25				69	125	20
0,1	(1700)	1790	1800	1760	1715	M20	36	28	-	-	-	35	28	5	28	45	7
0,3		1850				M24	-	35				42	35			50	
0,6		1870				M30	40	50				57	50		33	60	
1,0		1910	1840	1790		M36			43	69	16				43	75	9
1,6		1930	1860	1800		M42			54	79	18				54	95	14

Tiếp bảng XIII.27

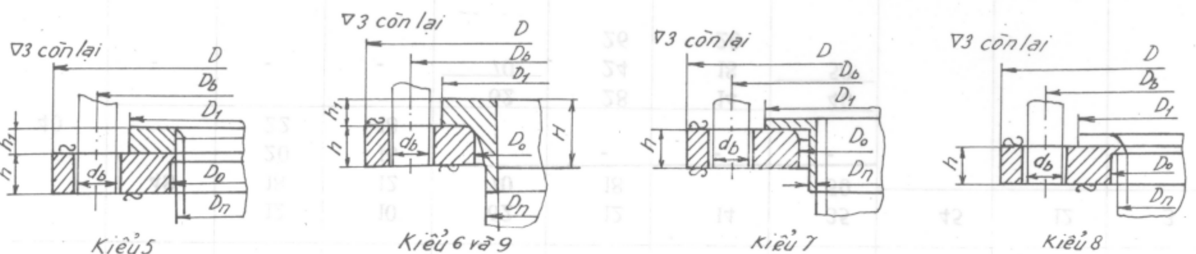
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
0,1		1940	1890			M20	40	28				35	28		28	50	7
0,3		1950	1900	1860	1815	M24	48	35	-	-	-	42	35	5			
0,6	1800	1970				M30	40	50				57	50		33	60	
1,0		2010	1940	1890		M36	44		43	69	16				43	80	12
1,6		2030	1960	1900	-	M42	48	-	54	84	20				61	105	16
0,1		2040	1990			M20	40	28				35	28				
0,3	(1900)	2050	2000	1960	1915	M24	48	35	-	-	-	42	35	5	28	50	7
0,6		2070				M30	40	50				57	50		33	60	
1,0		2110	2040	1990		M36	44		48	69	16				43	80	12
1,6		2130	2060	2000	-	M42	48	-	54	84	20	-	-	-	61	105	16
0,1		2141	2090			M20	44	32				39	32			50	
0,3		2160	2100	2060	2015	M27	48	40	-	-	-	47	40	5	28	55	7
0,6	2000	2170				M30		50				57	50	7	38	65	9
1,0		2210	2140	2090		M36	52		48	74	16				48	80	12
1,6		2280	2180	2100	-	M48	44	-	54	89	22	-	-	-	61	110	18
0,1		2350				M24		32				39	32	5	28	50	7
0,3		2360	2300	2260	2215	M27	56	40	-	-	-	47	40			55	
0,6	2200	2370				M30		56				63	56	7	38	65	9
1,0		2430	2360	2300		M42	48		48	79	18				48	90	14
1,6		2480	2380	2320	-	M48	52	-	61	94	22	-	-	-	69	115	18

Tiếp bảng XIII.27

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18
0,1		2550				M24		35				42	35			50	
0,3			2500	2460	2415			45	-	-	-	52	45	5	28	55	7
0,6	2400	2570				M30	56	56				63	56	7	38	65	9
1,0		2630	2560	2500		M42			54	84	20				54	95	14
1,6		2680	2580	2520	-	M48		-	61	99	22	-	-	-	69	115	18
0,1		2770	2710	2670	2619	M27	60	35	-	-		42	35	7	33	55	
0,3		2780				M30		45				52	45	10		60	9
0,6	2600	2800	2720	2670		M36	52		43	69	12				43	65	
1,0		2830	2760	2700	-	M42	60	-	54	89	20	-	-	-	54	100	14
1,6		2880	2780	2720		M48	64		61	104	25				69	130	22
0,1		2970	2910	2870	2819	M27	60	40	-	-	-	47	40	7	33	55	9
0,3	2800	2980				M30	64		33	59						65	
0,6		3000	2920	2870	-	M36	60	-	43	74	12	-	-	-	43	80	12
1,0		3030	2960	2900		M42	68		54	89	20				54	105	16
0,1		3170	3110	3070	3019	M27	64	40	-	-	-	47	40	7	33	55	
0,3	3000	3180				M30	68	-	39	59	12	-	-	-		65	9
0,6		3200	3120			M36			48	79					48	85	12
1,0		3230	3160	3100		M42	76		61	94	20				61	105	16

Chú thích: 1 - kích thước bề mặt lót chọn theo bảng XIII.31; 2 - các kích thước h và H cho đối với bích nhẵn (kiểu cho trong bảng XIII.31), còn đối với các kiểu II, III thì H + 2mm; h + 2mm; 3 - ít dùng các loại bích với D_t ở trong ngoặc.

Bảng XIII.28. **Bích tự do bằng thép để nối các bộ phận của thiết bị và ống dẫn** [23a.281, 23.571]



$p_y \cdot 10^6$, $\frac{N}{m^2}$	D_y	Kiểu bích 5: D_o	5: h	5: h_1	6 và 9: D_o	6 và 9: h	6 và 9: h_1	6 và 9: H	7: D_o	7: h	7: S_1	8: D_o	8: h
	mm												
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
0,25-0,6	10	16	10	8	-	-	-	-					
0,6													
1,0			12	10									
1,6			14	12									
2,5			16	14									
4,0		-	-	-	32	12	10	35					
6,4						14	12						
10,0						18	14						
0,25-0,6	15	20	10	8	-	-	-	-	24	10	2	20	10
1,0			12	10									
1,6			14	12									
2,5			16	14									
4,0		-	-	-	32	14	10	35	-	-	-	-	-
6,4					38	16	12	40					
10,0						20	16						

Tiếp bảng XIII.28

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
0,25-0,6 1,0 1,6 2,5 4,0 6,4 10,0	20	27 --	10 14 16 18 -	10 12 14 16 -	- 42 44 46	- 14 18 20	- 10 14 16	- 35 40	31	10	2,5	27	10
0,25 - 0,6 1,0 1,6 2,5 4,0 6,4 10,0	25	34 -	12 14 16 18 -	10 12 14 16 -	48 52 - 48 52	42 14 - 16 18 22	12 16 - 12 16 18	30 45 - 35 45	36	12	3	34	12
0,25-0,6 1,0 1,6 2,5 4,0 6,4 10,0	32	41 -	12 16 18 20 -	10 12 16 -	54 60 - 54 60	12 16 - 16 20 24	12 16 - 12 16 18	30 45 - 35 45	44	12	3	41	12
0,25-0,6 1,0 1,6 2,5 4,0 6,4 10,0	40	48 -	12 18 20 22 -	10 12 16 18 -	62 70 - 62 70	12 18 - 28 24 26	14 - 14 18 20	35 50 - 40 50	45	12	3	48	12

Tiếp bảng XIII.28

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
0,25-0,6			12	12	76	12	14	40	64	12	3	58	12
1,0			18	14	82	18	18	50					
1,6		60	20	16									
2,5	50		22	18	-	-	-	-					
4,0					76	18	14	40					
6,4		-	-	-	82	24	18	50					
10,0						28	22	55					
0,25-0,6			14	14	96	14	16	45	86	14	3,5	80	14
1,0			20	16	102	20	20	55					
1,6		80	22	18	-	-	-	-					
2,5	70		24	20									
4,0					96	20	16	45	-	-	-	-	-
6,4		-	-	-	102	28	20	60					
10,0					110	36	24	70					
0,25-0,6			14	14	108	14	18	45	96	14	3,5	93	14
1,0			22	16	116	22	20	55					
1,6		93	24	18	-	-	-	-					
2,5	80		26	20									
4,0					108	22	18	45					
6,4		-	-	-	116	30	20	60					
10,0					122	40	26	75					
0,25-0,6			14	14	132	14	18	45	115	14	3,5	114	14
1,0			24	16	142	24	24	65					
1,6		112	26	20									
2,5	100		28	22	-	-	-	-	-	-	-	-	-
4,0					132	24	18	50					
6,4		-	-	-	142	36	24	70					
10,0					150	46	30	85					

Tiếp bảng XIII.28

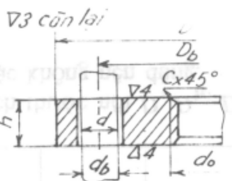
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
0,25-0,6			14	14					142	14	4		
1,0		138	26	18	-	-	-	-					
1,6			28	20									
2,5	125		30	24									
4,0					158	28	22	55	-	-	-	-	-
6,4		-	-	-	174	40	28	80					
10,0					178	52	36	100					
0,25-0,6			16	16					168	16	4		
1,0		164	26	18	-	-	-	-					
1,6			28	22									
2,5	150		30	24									
4,0					184	30	24	55	-	-	-	-	-
6,4		-	-	-	204	46	32	95					
10,0					210	60	40	115					
0,25-0,6			18	18									
1,0		225	26	20	-	-	-	-					
1,6			28	22									
2,5	200		30	24									
4,0					246	36	26	65	-	-	-	-	-
6,4		-	-	-	262	56	38	100					
10,0					272	70	48	130					
0,25-0,6			20	18									
1,0		279	28	22	-	-	-	-					
1,6			30	24									
2,5	250		32	26					-	-	-	-	-
4,0					298	42	30	75					
6,4		-	-	-	318	64	44	115					
10,0					336	82	56	150					

Tiếp bảng XIII.28

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14
0,25-0,6	300	331	24	20	-	-	-	-	-	-	-	-	-
1,0			30	22									
1,6			32	24									
2,5			34	26									
4,0		-	-	-	360	46	34	85					
6,4					372	70	48	120					
10,0					396	88	60	170					
0,25-0,6	350	283	28	20	-	-	-	-	-	-	-	-	-
1,0			32	24									
1,6			34	26									
2,5			38	28									
4,0					415	52	38	90					
6,4					432	78	52	135					
0,25-0,6	400	433	32	24	-	-	-	-	-	-	-	-	-
1,0			34	26									
1,6			36	28									
2,5			42	30									
4,0		-	-	-	471	58	42	105					
6,4					486	90	60	155					

Chú thích: 1 - các kích thước nối D, D_b, D_1, d_b và Z lấy theo bảng XIII.26; 2 - kích thước bề mặt lót lấy theo bảng XIII.30; 3 - bích với D_y trong ngoặc không nên dùng.

Bảng XIII.29. **Bích ren bằng thép để nối ống dẫn áp suất cao** [23a.289, 23.577]



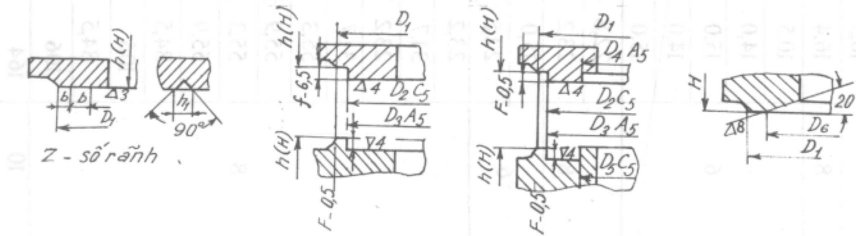
Qui ước ký hiệu bích ren M_{14} x 1,5 bằng thép 35: "bích *M* 14 x 1,5 - 35"

D_y mm	$p_y \cdot 10^{-6}$ N/m²	Bích d_o	Bích D	Bích D_b	Bích h	Bích c	Bích d	Bulông d_b	Bulông z	Khối lượng,
		mm							cái	kg
1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
6	20 - 150	M14 x 1,5	70	42	15		16	M14		0,36
10		M24 x 2	95	60					3	0,93
15	20 - 50	M33 x 2	105	68	20	0,5	18	M16		1,10
	50 - 150				25					1,35
25	20 - 64	M42 x 2	115	80					4	1,56
	64 - 100		135	95						2,6
	150	M48 x 2	145	105	30	1,0	22	M20	6	2,9
	20 - 32		135	95					4	2,6
32	50 - 64	M56 x 3								4,5
	64 - 150		165	115	35		24	M22		
	20 - 64	M64 x 3				1,5				4,25
40	64 - 100	M80 x 3			40				6	7,04
	150	M85 x 3	200	145	45		29	M27		7,78

Tiếp bảng XIII.29

1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11
	20 - 32	M80 x 3			40	1,5				7,04
60	50 - 100	M100 x 3	225	170	50		33	M30		10,5
	150	M105 x 3	260	195	55				8	16,4
	20 - 50	M100 x 3	225	170	50					10,5
70	50 - 64	M110 x 3	245	185						14,0
	64 - 100	M125 x 4	260	165		2,0	36	M33	6	15,0
	20	M110 x 3	245	185	55	1,5	33	M30		14,0
	32	M125 x 4	260	195			36	M33		15,0
90	50 - 64	M135 x 4	290	220	65		39	M36		22,8
	64 - 100	M155 x 4	300	235	70				8	23,2
	20	M125 x 4	260	195	55		36	M33		15,0
	32	M135 x 4	290	220	65		39	M36	6	22,8
100	50 - 64	M155 x 4	300	235	70	2,0				23,2
	64 - 100	M175 x 6	330	255	80		42	M39		31,7
	20	M155 x 4	300	235	70		39	M36		23,2
125	32	M175 x 6	330	255	80		42	M39		31,7
	50 - 64	M190 x 6		305	85					55,3
	64 - 100	M125 x 6		315	95	2,5				55,9
	20	M190 x 6	400	305	85	2,0	48	M45	8	55,3
150	32	M215 x 6		315	95					55,9
	50 - 64	M240 x 6	460	360	105		55	M52		84,5
	64 - 100	M265 x 6	480	380	130	2,5	59	M56		106
	20	M240 x 6	460	360	105		55	M52		84,5
	32	M265 x 6	480	380			59	M56		106
200	50 - 80	M295 x 6	570	460	130		59	M56	10	164

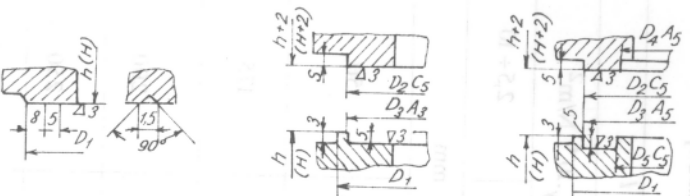
Bảng XIII.30. **Kích thước bề mặt đệm bít kín**
(đối với bích cho trong bảng XIII.26) [23a.260]



D_y	$p_y.10^{-6}$, N/m²														
	0,25 ÷ 1,0			1,6			2,5			0,25-16	0,25 ÷ 1,0		1,6 ÷ 16,0		20
	b	b_I	Z	b	b_I	Z	b	b_I	Z	f	D_2	D_4	D_2	D_4	D_6
	mm		cái	mm		cái	mm		cái	mm					
10	4	1	2	4	1	2	4	1	2	4	29	19	34	24	
15	4	1	2	4	1	2	4	1	2	4	33	23	39	29	26
20	4	1	2	4	1	2	4	1	2	4	43	33	50	36	32
25	4	1	2	4	1	2	4	1	2	4	51	41	57	43	38
32	4	1	2	5	1	3	5	1	3	4	59	49	65	51	45
40	4	1	2	5	1	3	5	1	3	4	69	55	75	61	55
50	4	1	2	5	1	3	5	1	3	4	90	66	87	73	68
(70)	4	1	2	5	1	3	5	1	3	4	100	86	109	95	90
80	5	1	3	5	1	3	5	1	3	4	115	101	120	106	104
100	5	1	3	5	1	3	6	1,5	3	4,5	137	117	149	129	128
125	5	1	3	5	1	3	6	1,5	3	4,5	166	146	175	155	160
150	5	1	3	5	1	3	6	1,5	3	4,5	191	171	203	183	185
200	5	1	3	5	1	3	6	1,5	3	4,5	249	229	259	239	245
250	5	1	3	5	1	3	6	1,5	3	4,5	303	283	312	292	312
300	5	1	3	6	1,5	3	6	1,5	3	4,5	356	336	363	343	-
350	5	1	3	6	1,5	3	6	1,5	4	5	406	386	421	395	-
400	5	1	3	6	1,5	3	6	1,5	4	5	456	436	473	447	-

Chú thích: 1- $D_3 = D_2 + m$, $D_5 = D_4$ - *mm; 2 - kích thước* D_1 theo bảng XIII.26; 3 - ít dùng bích với D_y trong ngoặc.

Bảng XIII.31. **Kích thước bề mặt đệm bít kín** (đối với bích cho trong bảng XIII.27) [23a.261]



D_y	$p_y.10^{-6}$, N/m² 0,1÷6,4		D_y	$p_y.10^{-6}$, N/m² 0,1÷4,0		D_y	$p_y.10^{-6}$, N/m² 0,1÷2,5		D_y	$p_y.10^{-6}$, N/m² 0,1÷1,6		D_y	$p_y.10^{-6}$, N/m² 0,1÷1,0	
	D_2	D_4		D_2	D_4		D_2	D_4		D_2	D_4		D_2	D_4
							mm							
400	447	427	(650)	700	680	1100	1154	1130	(1700)	1754	1730	2800	2859	2835
(450)	497	477	700	750	730	1200	1254	1230	1800	1854	1830	3000	3059	3035
500	547	527	800	847	827	(1300)	1354	1330	(1900)	1954	1930			
(550)	600	580	900	947	927	1400	1454	1430	2000	2054	2030			
600	650	630	1000	1054	1030	(1500)	1554	1530	2200	2254	2230			
-	-	-	-	-	-	1600	1654	1630	2400	2454	2430			
						-	-	-	2600	2659	2635			

Chú thích: 1 - kích thước D_1, h (và tương ứng là H) tìm theo bảng XIII.27; 2 - khi D_y < 1000mm; $D_3 = D_2 + mm$; $D_5 = D_4$ -1 mm; khi D_y > 1000mm: $D_3 = D_2$ + 2mm; $D_5 = D_4$ - 2mm; 3 - tránh dùng bích với D_y trong ngoặc.

V. CỬA NỐI ỐNG DẪN VỚI THIẾT BỊ

Ống dẫn thường được nối với thiết bị bằng mối ghép tháo được hoặc không tháo được. Đối với mối ghép tháo được người ta làm đoạn ống nối, đó là đoạn ống ngắn có mặt bích hay ren để nối với ống dẫn. Loại có mặt bích thường dùng với ống có D_y > 10mm; loại ren chủ yếu dùng với ống có $D_y \leq$ 10mm, đôi khi có thể dùng với $D_y \leq$ 32mm.

Khi chọn chiều dài đoạn ống nối (cửa) chú ý là đầu vặn êcu nằm phía ngoài. Tuy nhiên gặp trường hợp cần giảm chiều dài đoạn ống nối ta cũng có thể cho đầu vặn êcu vào phía thiết bị. Kích thước chiều dài đoạn ống nối (cửa) cho ở bảng XIII.32, kích thước này có thể dùng đối với các loại ống thép, ống kim loại màu và hợp kim của chúng.

Bảng XIII.32. **Kích thước chiều dài đoạn ống nối** [23a.324]

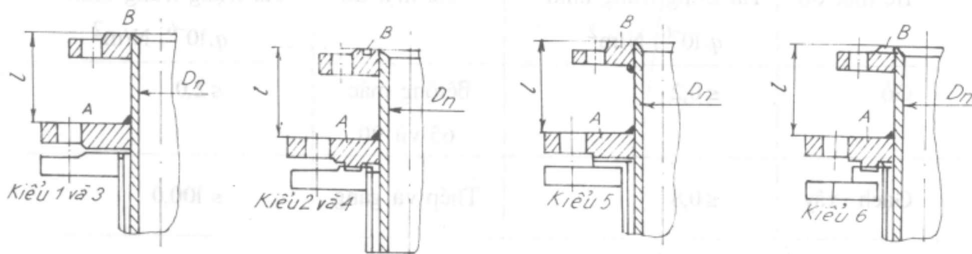
D_y	l		D_y	l	
	$p_y.10^{-6}$ N/m^2			$p_y.10^{-6}$ N/m^2	
	≤ 2,5	2,5 ÷ 10		≤ 2,5	2,5 ÷ 10
	mm			mm	
10	70	80	(70)	110	150
			80		
15	80	90	100	120	175
20			125		
25			150		
	90	100	200	130	200
32			250		
			300	140	250
40	100	125	350	150	3000
50			400		

Cũng có trường hợp ta có thể làm đoạn ống nối (cửa) dài hơn kích thước qui định trong bảng XIII.32. Ví dụ như khi cần nối hai thiết bị ở khoảng cách ngắn nhưng vượt quá chiều dài hơn để tiết kiệm mặt bích.

Trường hợp cần cắm sâu ống vào thiết bị thì ta cần sử dụng loại ống theo hình vẽ trong bảng XIII.33.

Tất cả các điều trình bày ở trên đều ứng dụng được với thiết bị bằng kim loại màu và hợp kim của chúng.

Bảng XIII.33. **Kích thước ống và cách cắm ống vào thiết bị** [23a.325]



$p_y.10^{-6}$, N/m²	Ống D_y (mm)	Ống D_n (mm)	Ống l (mm)	Ống D_y bích A (mm)	Đối với thiết bị bằng thép cacbon		Đối với thiết bị bằng thép không gỉ	
	20	25						
1,6	25	32	70	40				
	32	38						
	40	45	80	50			kiểu 3	kiểu 4
	50	57		70	kiểu 1	kiểu 2		
	70	76	85	80				
1,0	80	89	90	100			kiểu 5	
	100	108		125			kiểu 6	
0,6	150	159	105	200			_	
2,5	200	219	115	250				

Chú thích: 1 - bích B tra theo bảng XIII.26; 2 - bích A tra theo đường kính D_y đã cho trong bảng này, cũng theo bảng XIII.26.

VI. CHÂN ĐỠ VÀ TAI TREO THIẾT BỊ

Thường người ta không đặt trực tiếp thiết bị lên bệ mà phải có tai treo hay chân đỡ (trừ những trường hợp ngoại lệ).

Tải trọng cho phép của bề mặt đỡ cho ở bảng XIII.34.

Có hai loại chân đỡ (tai treo): loại chân đỡ thiết bị thẳng đứng và loại chân đỡ thiết bị nằm ngang.

Hình XIII.21 thể hiện kiểu chân đỡ và tai treo thiết bị thẳng đứng.

Kiểu I ÷ V dùng đối với thiết bị hình trụ, hàn ở dưới thiết bị.

Kiểu VI ÷ IX hàn vào mặt bên thiết bị, dùng với thiết bị hình trụ và thiết bị hình hộp.

Bảng XIII.34. **Tải trọng, riêng trung bình lên bề mặt đỡ** [23a.329]

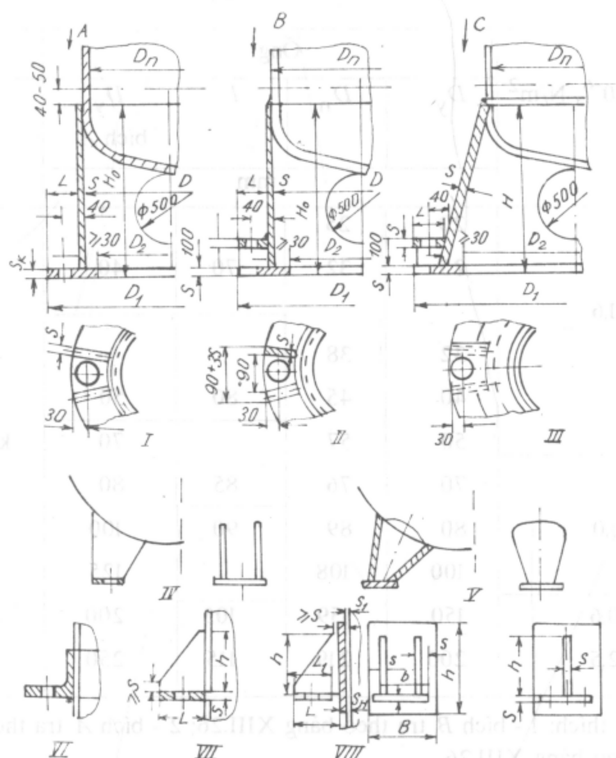
Bề mặt đỡ	Tải trọng trung bình $q.10^{-6}$, N/m^2	Bề mặt đỡ	Tải trọng trung bình $q.10^{-6}$, N/m^2
Gỗ	≤ 0,2	Bêtông mác 65 và 90	≤ 2,0
Gạch xây	≤ 0,8	Thép và gang	≤ 100,0

Kiểu chân I ÷ III, VI và VIII là kiểu 1 chân nguyên, kiểu chân IV V, VIII, IX là kiểu nhiều chân, số chân không bé hơn ba. Trường hợp thiết bị tương đối bé có thể đặt hai chân kiểu VIII và IX.

Đối với thiết bị đúc người ta có thể đúc chân đỡ liền với thiết bị (kiểu IV ÷ IX).

Vấn đề chọn chân đỡ phụ thuộc vào điều kiện lắp đặt thiết bị ở nơi sản xuất.

Khi đặt thiết bị trên nền trong nhà thì chọn kiểu IV hay V, khi treo thiết bị thì chọn kiểu VI ÷ IX. Khi đặt thiết bị trên bệ ngoài trời, đặc biệt là khi tỷ lệ giữa chiều cao và đường kính H/D_t ≥ 5 thì dùng kiểu I ,152 III. Kiểu III chỉ nên dùng đối với thiết bị có đường kính trong D_t ≤ 1000mm. Bảng XIII.35 cho những thông số của chân đỡ kiểu IV, bảng XIII.36 - tai treo kiểu VIII.



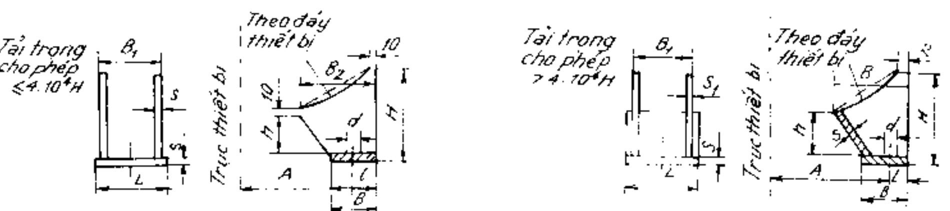
Hình XIII.21.
Các kiểu thiết bị thẳng đứng

Khi dùng tai treo kiểu VII và IX đối với thiết bị vỏ mỏng phải có tấm lót để tăng thêm độ cứng ở chỗ hàn chân. Bảng XIII.37 cho những thông số về tấm lót.

Hình XIII.22 thể hiện các kiểu chân đỡ của thiết bị nằm ngang. Kiểu I và II đặt ở dưới thiết bị, có thể bắt bulông (xem bên trái) hay hàn (xem bên phải)

Kiểu III và kiểu IV đặt ở cạnh thiết bị và hàn liền với thiết bị. Số chân đỡ kiểu I, II và chân đỡ kiểu III, IV (tính từng cặp) có thể là 2, 3 hay nhiều hơn tùy theo chiều dài thiết bị.

Bảng XIII.35. **Chân thép đối với thiết bị thẳng đứng** [23a.331]



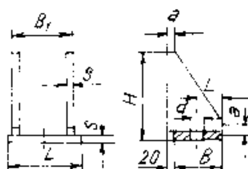
Qui ước ký hiệu chân với tải trọng cho phép $G = 0{,}1.10^4$N; "chân II - 0,1"

Tải trọng cho phép trên một chân $G.10^{-4}$N	Bề mặt đỡ $F.10^4$, m²	Tải trọng cho phép trên bề mặt đỡ $q.10^{-6}$, N/m²	L (mm)	B (mm)	B_1 (mm)	B_2 (mm)	H (mm)	h (mm)	s (mm)	l (mm)	d (mm)	$\frac{D_t}{A}$	Khối lượng một chân, kg
0,1	40,5	0,25	70	60	60	90	150	105	4	30	14	400/140; 450/105	
0,25	85,5	0,29	110	80	95	110	180	120	6	40	18	500/175; 550/200 600/210; 650/235	
0,5	172		160	110	135	195	240	145	10	55	23	700/245; 800/280 900/315; 1000/350	
1,0	811	0,32	210	150	180	245	300	160	14	75		1100/370; 1200/420 1300/475; 1400/525	
2,5	444	0,56	250	180	215	290	350	185	16	90	27	1500/550; 1600/600 1700/625; 1800/675	
4,0	514	0,78	260	200	225	330	400	225		100		1900/700; 2000/750 2200/825	
6,0	711	0,84	300	240	260	370	450	226	18	110	34	2400/900;2600/975	
8,0	840	0,96	320	265	270	400	500	275	22	120		2800/1050; 3000/ 3000/1125	

Chú thích: 1 - giá trị A và D_t lấy đối với đáy elip; 2 - tùy theo cấu tạo cho phép thay đổi H nhưng giữ nguyên D_t, B và B_2; 3 - vật liệu chân là thép CT3.

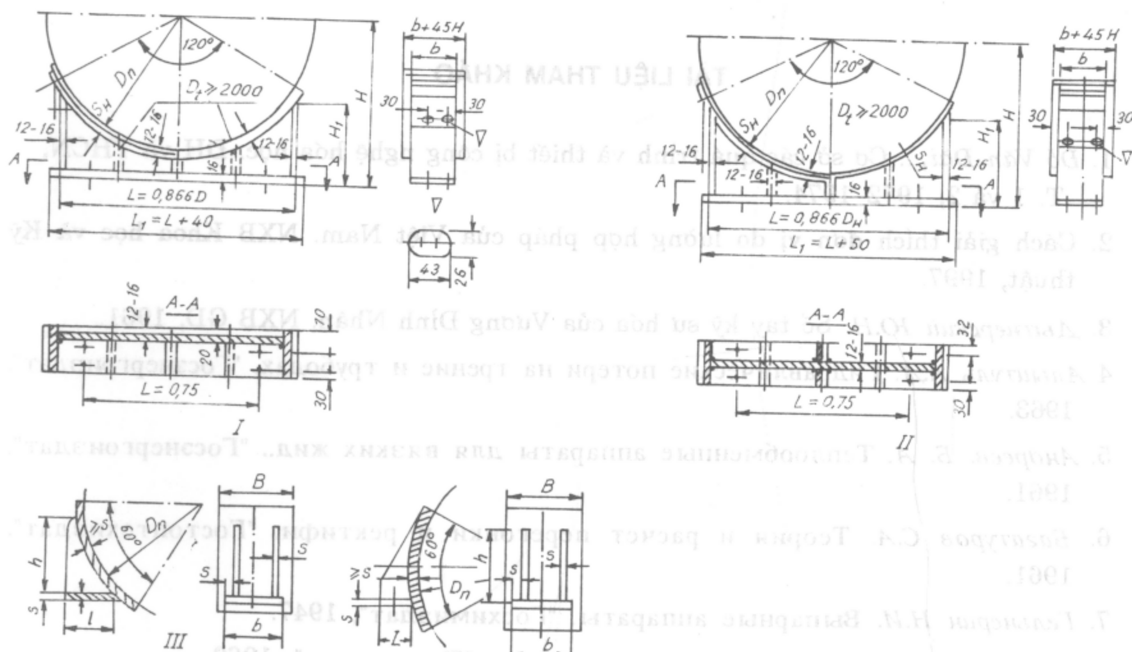
Bảng XIII.36. **Tai treo thiết bị thẳng đứng** [23a. 332]

Qui ước ký hiệu tai treo với tải trọng cho phép $G = 0{,}1 \cdot 10^4$N: "tai treo 1 - 0,1"



Tải trọng cho phép trên một tai treo $G.10^{-4}$, N	Bề mặt đỡ $F.10^4$, m^2	Tải trọng cho phép lên bề mặt đỡ $q.10^{-6} N/m^2$	L	B	B_1	H	S	l	a	d	Khối lượng một tai treo, kg
			mm								
0,1	42,5	0,24	80	55	70	125	4	30		14	0,53
0,25	57,0	0,44	90	65	75	140	6	35			1,0
0,5	72,5	0,69	100	75	85	155		40	15	18	1,23
1,0	89,5	1,12	110	85	90	170	8	45		23	2,0
2,5	173	1,45	150	120	130	215		60	20	30	3,48
4,0	297	1,34	190	160	170	280	10	80			7,35
6,0	451	1,33	230	200	205	350	12	100	25	34	13,2
8,0	639	1,25	270	240	240	420	14	120			21,5

Chú thích: vật liệu là thép CT3.



Hình XIII.22. Các kiểu chân đỡ thiết bị nằm ngang

Bảng XIII.37. **Tấm lót tai treo bằng thép (xem hình XIII.22)** [23a.332]

Tải trọng cho phép trên một tai treo $G.10^{-4}$, N	Chiều dày tối thiểu của thành thiết bị khi không có lót	Chiều dày tối thiểu của thiết bị khi có lót S	H	B	S_H
	mm				
2.5	8	4	260	140	6
4,0	12		460	320	8
		8	365	200	6
6,0	20	5	740	550	10
		10	550	340	8
		14	460	230	6
8,0	24	10	750	530	10
		14	500	360	6
		20	490	250	

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. *Đỗ Văn Đài*,... Cơ sở các quá trình và thiết bị công nghệ hóa học. ĐH và THCN, T. 1 và 2, 1972-1974.
2. Cách giải thích đơn vị đo lường hợp pháp của Việt Nam. NXB Khoa học và Kỹ thuật, 1997.
3. *Дытнерский Ю.Н.* Sổ tay kỹ sư hóa của Vương Đình Nhân. NXB GD, 1961.
4 *Альштуль А.Д.* Гидравлические потери на трение и трубодах. "Госэнергоиздат", 1963.
5. *Андреев. Б. А.* Теплообменные аппараты для вязких жид.. "Госэнергоиздат", 1961.
6. *Багатуров С.А.* Теория и расчет перегонки и ректифи. "Гостоптехиздат", 1961.
7. *Гельнерин Н.И.* Выпарные аппараты. "Госхимиздат", 1947.
8. *Гинзбург. А.С.* Сушка пищевых продуктов. "Пищепроми", 1960.
9. *Григорьев В. А....* Кратий справочник по теплообменным ратам. "Госэнергоиздат", 1962.
10. *Домашнев А.Д.* Конструпрование и расчст химических аппараторов. "Машгиз", 1961.
11. *Жужиков. В.А.* Фильтрование. "Химия", 1971.
12. *Ильин В.Г.* Расчет совмсстной работы насосов водопроводных сетей резервуаров. "Гостройиздат", 1963.
13. *Исаченко И.П.,...* Теплопередача. "Энергия", 1965.
14. *Касаткин А.Г.* Основные процессы и аппараты химической нологии. "Химия", 1971.
15. *Касаткин А.Г,...* Расчет тарельчатых рсктификационных абсорбционных аппаратов. ИЗД. "Стандартов", 1961.
16. *Кафаров В.В.* Процсссы перемешивания в жидких средах. "химиздат", 1949.
17. *Кичигин М. А., ...* Теплообменные аппараты и выпарные установки. "Госэнергоиздат", 1955.
18. *Коган В.Б., ...* Справочник по равноверсию между жидкостих и паром в бинарных и многокомпонентных системах. "АН СССР" Томы. I, II.
19. Коррозионная стойкость металлов и силавсв. Справочник. "Многостроение", 1964.
20. *Кузнецов Н.И.* Международная систем единиц (СН). "Выс. школа", 1965.
21. *Кутателадзе С.С.,* Справочник во теплопередаче. "Госэнергоиздат", 1959.

22. *Кутателадзе С.С.* Основы теории теплообмена. "Наука", 1970.

23. *Лащинский А.А.,...* Основы конструйрования и расчета химической аппаратуры. "Машностроение", 1963, 1970.

24. *Лыков А.В.* Теория сушки. "Энергия", 1968.

25. *Мельник Б.Д., ...* Краткий инженерный справочник по технологии неорганических веществ. "Химия", 1969.

26. *Минценко К.П.,...* Краткий справочник физико - химических величии. "Химия", 1965.

27. *Николаевский К.М..* Проектирование рекуперации летучих растворителей с адсорберами периодического действия. "Оборонтиз", 1961.

28. *Навлов К.Ф.,...* Примеры и задачи по курсу процессов и аппаратов химической технологии. "Химия", 1969, 1976.

29. *Переьлман В.И.* Краткий справочник химика. "Госхимиздат", 1954.

30. *Перри дж.* Справочник инженера-химика. Т. I, II. "Химия", 1969.

31. *Плановский А. Н., ...* Процессы и аппараты химической и нефтехимической технологии. "Химия", 1972.

32. *Плановский А. Н., ...* Процессы и аппараты химической технологии. "Химия", 1972.

33. *Рамм В.М.* Абсорбция газов. "Химия", 1967.

34. *Серпионова Е. Н.* Промышленная адсорбция газов и паров. "Высшая школа", 1959.

35. *Сидров М. Д.* Справочник по воздуходувным машинам. "Машгиз", 1962.

36. *Соколов А.В.* Современные промышленные центрифуги. "Машгиз", 1961.

37. Справочник химика. Т.I, "Госхимиздат", 1963.

38. Тоже Т.II, 1963.

39. Тоже Т.III, 1964.

40. Тоже Т.V, 1966 .

41. *Стабников В. Н.* Ректификационные аппараты. "Машиностроенние", 1965.

42. *Стабников В.Н.* Расчет и конструирование контакных устройств ректификационных аппаратов. "Техника", 1970.

43. *Трейбал Р.* Жидкостная экстракция, "Химия", 1968.

44. *Ужов В. Н.* Очистка промышленных газов Электрофильтрами. "Химия", 1968.

45. *Флореа О., ..* Расчеты по процессам и аппаратам химичесиой технологии. "Химия" ,1971.

46. *Хоблер Т.* Теплопередача и теплообменники. "Госхимиздат", 1961.

47. *Хоблер Т.* Массопередача и абсорбция. "Химия", 1964.

48. *Чернобыльский И.И.*, ... Машины и аппараты химической промышленности. "Машгиз", 1962.

49. *Черныщев А.К.*, ... Сборник номограмм для химико-технологических расчетов. "Химия", 1969.

50. *Штербачек. З.*,... Перемещивание в химической промышленности. "Госхимиздат", 1963.

51. Lehrbuch der chemischen Verfebsenstechnik. Von einem Autorenkollektiv. VEB Deutscher Verlag für Grundstoffindustri e. Leipzig, 1967.

52. *Robel H.* Mechanische Verfahrenstechnik. Lehrbrief 3, 4, 5, 7, 9. Magdeburg, 1966.

53. *Phạm Ngọc Toàn*. Khí hậu Việt Nam. NXB Khoa học và Kỹ thuật, 1978.

54. *Чернобыльский И.И.* Выпарные установки. ИЗД. "Киевского университета", 1960.

55. Советская техническая энциклопедия. Том 1 - 10. "Госхимиздат".

56. *Чиркин В. Ц.* Теплопроводность промышленных материалов "Машгиз", 1957.

57. *Платонов. В. М.*... Разделение многокомпонентных смесей. "Химия", 1965.

58. *Колач Т. А.*... Выпарные станции. "Машгиз", 1963.

59. *Стабников В.Н.* ... Процессы и аппараты пищевых производств. "Пищевая промышленность", 1966.

60. *Пиборовский Я.* Процессы химической технологии, "Госхимиздат", 1958.

61. *Кафаров В.В.* Основы массопередачи. "Высшая школа", 1972.

62. *Robert H. Perry, Cecil H. Chilton*. Chemical enginer's handbook 5th edition. International Student edition.

63. *Касаткин А. Й.* (Ред) Жидкостная экстракция сборник статей. "Госхимиздат", 1958.

64. *Зюльковский З.* Жидкостная экстрация в химишеской промышленности "Госхимиздат", 1963.

65. *Э. Хала*,.. Равновесие между жидкостью и паром. ИЗД. "Иностранной литературы", 1963.

66. *Чарльз Д. Холланд.* Многокомпонрнтная ректификация. "Химия", 1969.

67. *Аношин И.М.* Теоретические основы массообменных процессов пищевых производств. "Пищевая промышленность", 1970.

68. *Разумов И.М.* Псевдоожижение и пневмотранспорт сыпуцик материалов. "Химия", 1972.

69. *Гельперин Н.И.*, ... Основы техники псевдоожижения, "Химия", 1967.

70. *Скобло А. И.*... Процессы и аппараты нефтеперерабатывающей и нефтехимической промышленности. "Гостоптехиздат", 1962.

MỤC LỤC

Trang

PHẦN THỨ BA

CÁC QUÁ TRÌNH NHIỆT

Chương V. TRUYỀN NHIỆT

Chương VI. CÔ ĐẶC

Trang

Chương VII. SẤY

PHẦN THỨ BỐN

CÁC QUÁ TRÌNH CHUYỂN KHỐI

Chương VIII. KHUẾCH TÁN

Chương IX. CHƯNG LUYỆN VÀ HẤP THỤ

Trang

Chương X. HẤP PHỤ

Trang

Chương XI. TRÍCH LY

PHẦN THỨ NĂM

VẬT LIỆU CHẾ TẠO VÀ CÁCH TÍNH KIỂM TRA ĐỘ BỀN THIẾT BỊ

Chương XII. VẬT LIỆU CHẾ TẠO MÁY VÀ THIẾT BỊ HÓA CHẤT

Sổ tay

QUÁ TRÌNH VÀ THIẾT BỊ CÔNG NGHỆ HÓA CHẤT

TẬP 2

(Sửa chữa và tái bản lần thứ hai)

Chịu trách nhiệm xuất bản: PGS.TS TÔ ĐĂNG HẢI

Biên tập: NGUYỄN KIM ANH

Sửa bản in: KIM ANH

Trình bày bìa: HƯƠNG LAN

NHÀ XUẤT BẢN KHOA HỌC VÀ KỸ THUẬT
70 TRẦN HƯNG ĐẠO, HÀ NỘI

6.6C7.1
KHKT-2006

In 1.000 cuốn, khổ 19x27 cm, tại Nhà in Hà Nội. Quyết định xuất bản số: 409-2006/CXB/24.2-33/KHKT ngày 23/5/2006. Số in: 303/2. In xong và nộp lưu chiểu tháng 8 năm 2006.


02 214873 868-02 2